

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE



UNIVERSITE KASDI MERBAH - OUARGLA  
FACULTE DES SCIENCES ET SCIENCES DE L'INGENIEUR



Département de Génie des procédés

*Mémoire de fin d'études*

*En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'Etat*

*Spécialité: Génie des Procédés*

*Option : Raffinage*

*Présenté par :*

❖ *Ben chacha Abdelkrim*

❖ *Freih Mohammed Lamine*

**Thème**

**Etude de la réalisation d'une unité de production de propane au site de  
Oued Noumer**

*Soutenu publiquement devant le jury :*

<i>Zighmi Souad</i>	<i>M. A</i>	<i>U.K.M.O</i>	<i>Président</i>
<i>Samir Hamache</i>	<i>M. A</i>	<i>U.K.M.O</i>	<i>Examineur</i>
<i>Saïdat Mustapha</i>	<i>M. A</i>	<i>U.K.M.O</i>	<i>Examineur</i>
<i>Korichi Mourad</i>	<i>M. A</i>	<i>U.K.M.O</i>	<i>Rapporteur</i>

**Année universitaire 2008/2009**



# Dédicace

*Je dédie ce modeste travail :*

*A ma très chère mère et mon très Cher père*

*A tout mes amis qui me aide de pres ou de loin a mon vie.*

*A toute la famille grand et petit qu'il soit.*

*A mon collègue « Abdelkrime » et mon encadreur « D: Korichi Mourad ».*

*A tous mes amis surtout mes amis universitaires au niveau de  
« l'université de Ouargla ».*

*Et toute la promotion de génie des procédés l'année 2008-2009.*

**---\*Mohamed lamine\*---**



# Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail :*

*A ma très chère mère et mon très Cher père*

*A mes très chères frères*

*A toute la famille grand et petit qu'il soit.*

*A mon collègue «Mohamed Lamine»*

*A mon encadreur « Dr: Korichi Mourad ».*

*A tous mes amis surtout mes amis universitaires au niveau*

*de « l'université de Ouargla ».*

*Et toute la promotion de génie des procédés l'année 2008-2009.*

*\*Abdelkrime\**



# Remerciement

*En premier lieu, nous tenons à remercier ALLAH, le tout puissant qui nous a offert la bonne santé et le pouvoir pour réaliser ce modeste travail.*

*Nous adressons nos vifs remerciements à notre docteur consultant **M<sup>R</sup> Korichi Mourad** pour nous avoir diligencé tout au long de ce travail, pour sa compréhension, sa patience, sa compétence, et ces remarques qui nous ont été précieuses,*

*Nos remerciement et reconnaissance vont à tous les enseignants de l'université de Ouargla pour le s'avoir qu'ils nous ont transmis durant notre formation et aux membres de jurée qui ont accepté de juger notre travail.*

*Tous les enseignants du département génie des procédés et tous nos collègues de la promotion.*

*Toutes les personnes qui nous a aidée durant mon stage à la Site Oued Noumer la division exploitation et particulièrement à la salle de control et de laboratoire chacun en son nom.*

*Merci..... Merci.....Merci*



Adbelkrime et Mohamed lamine

## Liste des tableaux

Tableau	Titre	Page
<b>Tableau(I-01)</b>	Différentes unités	05
<b>Tableau(II-01)</b>	Pourcentage des différentes compositions entre les produits traités	10
<b>Tableau(II-02)</b>	Composition élémentaire du gaz brut à traiter	15
<b>Tableau(II-03)</b>	Capacité de stockage du pétrole brut et du GPL du complexe Oued Noumer	18
<b>Tableau(III-01)</b>	Composition et débit massique et molaire de la charge	40
<b>Tableau(III-02)</b>	Bilan matière du dépropaniseur	40
<b>Tableau(III-03)</b>	Composition et débit massique et molaire du distillat	41
<b>Tableau(III-04)</b>	Composition et débit massique et molaire du résidu	41
<b>Tableau(III-05)</b>	Les coefficients d'équilibre au ballon de reflux	42
<b>Tableau(III-06)</b>	Les coefficients d'équilibre $k_i$ au fond de la colonne	42
<b>Tableau(III-07)</b>	Constante d'équilibre de la zone de rectification	43
<b>Tableau(III-08)</b>	Constante d'équilibre du zone d'épuisement	43
<b>Tableau(III-09)</b>	Les résultats des $v/l=0$	44
<b>Tableau(III-10)</b>	La viscosité cinématique, absolu et la densité de l'alimentation	45
<b>Tableau(III-11)</b>	Les enthalpies des phases vapeur et liquide	47
<b>Tableau(III-12)</b>	La composition du vapeur provenant du rebouilleur	47
<b>Tableau(III-13)</b>	La composition du liquide décent du premier plateau	48
<b>Tableau(III-14)</b>	Les données nécessaire pour le dimensionnement	50
<b>Tableau(IV-01)</b>	La composition molaire du différent fractionnement	55
<b>Tableau(IV-02)</b>	Laractéristique et dimensionnement du colonne	55
<b>Tableau(IV-03)</b>	Enthalpie de quelque étage	56
<b>Tableau(IV-04)</b>	Les données et composition molaires	56
<b>Tableau(IV-05)</b>	Caractéristique et dimensionnement du colonne	57
<b>Tableau(IV-06)</b>	Les compositions molaires	58
<b>Tableau(IV-07)</b>	Caractéristique et dimensionnement du colonne	58

## Liste des figures

Figure	Titre	Page
Figure(I-01)	Carte géographique du Oued Noumer	03
Figure(I-02)	Organisation de la direction Oued Noumer	04
Figure(I-03)	Evolution de la production de condensat, huile et gaz	06
Figure(II-01)	Le demande nationale en GPL	08
Figure(II-02)	Unité de traitement et récupération de gaz	13
Figure(II-03)	Schéma de process-unité de production de GPL	14
Figure(II-04)	Schéma de principale transformations du propane	19
Figure(II-05)	Schéma de principale transformations du butane	20
Figure(III-01)	Schéma générale du fractionnement d'une colonne de rectification	28
Figure(III-02)	Bilan matière du dépropaniseur	39

# Nomenclature

- $L, D, R$  : débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu (kmol/h).
- $Q_R$  : charge thermique du rebouilleur (kcal/h).
- $Q_C$  : charge thermique du condenseur(kcal/h).
- $h_L$  : enthalpie de la charge biphasique(kcal/h).
- $e_0$  : taux de vaporisation de la charge.
- $H_0$  : enthalpie de la phase vapeur de la charge(kcal/kmol).
- $h_0$  : enthalpie de la phase liquide de la charge(kcal/kmol)
- $h_D$  : enthalpie de distillat en état liquide(kcal/kmol).
- $H_D$  : enthalpie de distillat en état vapeur(kcal/kmol).
- $h_R$  : enthalpie du résidu(kcal/kmol).
- $h_I$  : enthalpie de liquide alimente le rebouilleur(kcal/kmol).
- $H_R$  : enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur(kcal/kmol).
- $g_x$  : débit de reflux liquide(kmol/h).
- $G_R$  : débit de la vapeur provenant du rebouilleur.
- $X_i$  : fraction molaire du constituant*i*.
- $X'_i$  : fraction massique du constituant*i*.
- $M$  : masse molaire (g/mol).
- $P_b$  : pression de ballon de reflux.
- $P_R$  : pression de rebouilleur.
- $P_s$  : pression de sommet de colonne.
- $P_a$  : pression d'alimentation.
- $e_0$  : taux de vaporisation molaire de la charge.
- $T_a$  : la temperature d'alimentation.

$T_b$ : la température de ballon de reflux.  
 $T_s$ : la température de sommet de la colonne.  
 $T_f$ : la température de fond de la colonne.  
 $K_i$ : coefficient d'équilibre de l'élément  $\langle i \rangle$ .  
 $K_r$ : coefficient d'équilibre de l'élément de référence.  
 $\alpha_i$ : coefficient de volatilité du constituant  $\langle i \rangle$   
 $Re_f$ : taux de reflux.  
 $R_b$ : taux e rebouilleur.  
 $E$ : efficacité d'un plateau.  
 $h$ : hauteur de la colonne.  
 $D$ : diamètre de la colonne.



## Introduction générale

### Chapitre I : Présentation du zone industrielle Oued Noumer

I-1. situation géographique et historique	03
I-2. différentes unités de Oued Noumer	04
I-2-1. organisation du champ(1)	04
I-2-2. produits des unités et évolution de la production	05

### Chapitre II : Généralité sur le GPL et description de l'unité

II-1. Généralité de GPL	07
II-1-1. GPL en pétrochimie	07
II-1-2. GPL carburant (GPL/C)	08
II-1-3. la demande nationale en GPL	08
II-2. caractéristiques des condensats	08
II-3. description du site industriel	10
II-3-1. description de procédé de l'exploitation du champ d'Oued Noumer	10
II-3-2. description de la section de stabilisation de brute	10
II-3-3. description de la section de compression	12
II-3-4. description de la section de fractionnement de GPL	14
II-3-4-1. unité 100 : prérefroidissement et déshydratation	14
II-3-4-2. unité 200 : récupération de GPL	15
II-3-4-3. unité 300 : recompression du gaz traité	16
II-3-4-4. unité 400 : fractionnement du GPL	16
II-3-4-5. unité 500 : stockage et expédition du GPL	17
II-3-4-6. unité 600 : circulation d'huile chaude	18
II-4. caractéristique de propane et de butane	18
II-4-1. domaine d'utilisation de propane	19
II-4-2. principales transformations du propane	19
II-4-3. domaine d'utilisation du butane	19
II-4-4. principales transformations du butane	20
II-4-5. autres utilisations du propane et butane	20

<b>Chapitre III : simulation et dimensionnement d'un dépropaniseur</b>	<b>22</b>
III-1. problématique	22
III-2. théorie de la distillation (methodologie de conception d'un colonne de distillation)	22
III-2-1. généralité	22
III-2-2. procédé de traitement du gaz	23
III-2-2-1. les avantages de distillation	23
III-2-2-2. les inconvénients de distillation	23
III-2-3. l'application de la distillation	23
III-2-4. équilibre entre phases et loi thermodynamique	24
III-2-4-1. système idéaux	24
III-2-4-2. système non idéaux	26
III-2-5. les conditions de bon marche du colonne	27
III-2-6. choix de la pression dans la colonne	29
III-2-7. régime de température dans la colonne	29
III-2-8. bilan matière de la colonne et ces zones	30
III-2-8-1. bilan matière de la zone de rectification	30
III-2-8-2. bilan matière de la zone d'épuisement	31
III-2-8-3. bilan matière de la zone d'alimentation	31
III-2-9. calcul de taux de reflux minimum	31
III-2-10. calcul de taux de reflux optimal	32
III-2-11. taux de rebouillage minimal	32
III-2-12. taux de rebouillage optimal	32
III-2-13. efficacité	32
III-2-14. détermination de nombre de plateau minimum( $S_{min}$ )	33
III-2-15. correction de la relation de Fenske	34
III-2-16. nombre des plateaux théoriques a reflux opératoire	34
III-2-17. bilan thermique de la colonne	35
III-2-18. dimensionnement de la colonne de dépropaniseur	36
III-2-18-1. calcul de charge vapeur	36

III-2-18-2. estimation du diamètre minimal( $D_{min}$ )	36
III-2-18-3. calcul du longueur de parcourt des liquides( $L_w$ )	36
III-2-18-4. calcul de facteur de capacité	37
III-2-18-5. calcul de l'aire active minimale( $A_{amin}$ )	37
III-2-18-6. calcul de vitesse du descente idéal dans la diversoire	37
III-2-18-7. calcul de l'aire de descente( $A_{dmin}$ )	37
III-2-18-8. calcul de diamètre du colonne	38
III-2-18-9. calcul du hauteur du colonne	38
III-3. application à la colonne de dépropaniseur	38
III-3-1. introduction	38
III-3-2. proposition du colonne de dépropaniseur et sa calcul	39
III-3-2-1. bilan matière de la colonne et ces zones	39
III-3-2-2. les coefficients d'équilibre au ballon de reflux	41
III-3-2-3. les coefficients d'équilibre au fond de la colonne	42
III-3-2-4. les volatilités relatives	43
III-3-3. détermination de nombre de plateau minimum( $S_{min}$ )	43
III-3-3-1. correction de la relation de Fenske	43
III-3-3-2. calcul de taux de reflux minimum	44
III-3-3-3. calcul de taux de reflux optimal	44
III-3-3-4. taux de rebouillage minimal	45
III-3-3-5. taux de rebouillage optimal	45
III-3-4. efficacité	45
III-3-5. nombre de plateau theorique par la méthode de Gilliland	45
III-3-6. détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides	46
III-3-7. bilan thermique de la colonne	49
III-3-8. calcul des charges thermiques du condenseur et de rebouilleur	49
III-3-9. dimensionnement de la colonne de dépropaniseur	50
III-3-9-1. calcul de charge vapeur	50
III-3-9-2. estimation du diamètre minimal( $D_{min}$ )	50
III-3-9-3. calcul du longueur de parcourt des liquides( $L_w$ )	50
III-3-9-4. calcul de facteur de capacité	51
III-3-9-5. calcul de l'aire active minimale( $A_{amin}$ )	51

III-3-9-6. calcul de vitesse de descente idéal dans la diversoire	51
III-3-9-7. calcul de l'aire de descente( $A_{dmin}$ )	51
III-3-9-8. calcul de diamètre du colonne	52
III-3-9-9. calcul du hauteur du colonne	52

## Chapitre IV : simulation et dimensionnement d'un dépropaniseur par simulateur (HYSYS)

IV-1. introduction	53
IV-2. étapes de simulation d'un procédé	53
IV-3. simulation	53
IV-4. résultats obtenus	53
IV-5. short cut	54
IV-6. colonne de distillation	54
IV-7. colonne de distillation(débutaniseur)	55
IV-8. conclusion	59
Conclusion générale	60



Introduction générale

## Introduction générale

l'énergie occupe une place importante dans le développement économique dans le monde, qui dépend essentiellement de l'exploitation des hydrocarbures (pétrole et gaz). Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ces réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation. Sa composition chimique explique qu'il soit considéré comme le combustible le plus propre, ne contient pratiquement pas de soufre et ensuite ne produit pas d'oxyde d'azote et de gaz carbonique (responsable de l'effet de serre), l'énergie produite équivalente, sensiblement plus faibles que celles du pétrole (20 à 25% d'émission de dioxyde de carbone en moins) et du charbon (40 à 50% de moins).(1)

Les performances techniques et les technologies gazières permettent, aujourd'hui, d'obtenir un meilleur rendement, des coûts de production plus faibles, ainsi qu'une grande souplesse d'utilisation par rapport aux énergies concurrentes. Cette supériorité technique est particulièrement notable dans le domaine de la production d'électricité, le reste étant destiné au chauffage domestique et à l'industrie. L'Algérie est le troisième exportateur de gaz naturel au monde, sa politique d'exploitation consiste à maximiser les revenus, et valoriser tous les dérivés du gaz naturel pour une libre vente sur le marché international notamment le condensat et le GPL, le propane dans la demande mondiale est en hausse.

Le champ de Oued Noumer est l'un des champs les plus importants en Algérie, depuis sa découverte, ce champ a connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement, et optimiser le rendement en produits finis : pétrole brut, GPL, condensat, et gaz sec. Le gaz naturel contient des quantités importantes des composants hydrocarbures plus lourds que l'éthane, propane. Il est nécessaire alors de séparer ces hydrocarbures lourds; essentiellement réalisés dans les colonnes de distillation, après séparation, les produits finis sont distribués aux consommateurs domestiques qui l'utilisent comme combustible et aux consommateurs industriels comme matière première pour la pétrochimie qui sert pour la fabrication des matières plastiques, des colorants, des produits pharmaceutiques...ect.(2)

L'objectif de notre travail, est de réaliser la conception d'une colonne de dépropaniseur, afin de produire le propane selon les exigences internationales. Pour ce faire, le mémoire est subdivisé en quatre chapitres :

Dans le 1<sup>er</sup> chapitre, on fait une détermination sur le champ du Oued Noumer, après on passe sur le site industriel, on présente l'installation d'usine et sa fonction avec manière général.

Le 2<sup>eme</sup> chapitre présente le site industriel en détaille (les différents unités et ses fonction, l'évolution de l'unité au toute cote), aussi présente les conditions du marche de l'unité (les compositions chimique du charge et les produits finis avec sa pureté et son utilisation).

Le troisième chapitre est consacré à une partie théorique sur la distillation, et les bilans de matière et d'énergie ainsi que le dimensionnement de la colonne de distillation. La deuxième partie est une application de ces équations pour la conception du colonne de dépropaniseur.

On départ avec la partie calcul, au débit avec les équations qui conserne ce nouveau colonne après avec l'application numérique, ce calcul est fait manuellement.

Le dernier chapitre parle sur la simulation du ce colonne:1-un simulation de colonne du débutaniseur qui fractionne le propane au tête du colonne, le GPL au milieu et le condensat au fond.2-un simulation de colonne du dépropaniseur qui fractionne le propane en tete de colonne et le reste au fond. Après cette simulation(2), on fait une comparaison entre les résultats de ce dernier et les résultats du calcul manuel et une comparaison entre le 1<sup>er</sup>simulation et la colonne de débutaniseur qui est présenté au site. En fin de mémoire, une conclusion générale.



Chapitre I  
Présentation de la zone industrielle  
Oued Noumer



## Chapitre I.

## Présentation de la zone industrielle Oued Noumer

## I.1. Situation géographique et historique

Le champ de Oued Noumer est situé à 685 km au sud d'Alger ; à 140km au sud du champ gazier de Hassi R'mel et à 220km à l'ouest nord du champ pétrolier de Hassi Messaoud sur l'axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla. Ces champs s'étendent sur une superficie de 110 km<sup>2</sup> ; il produit de gaz à condensât et de l'huile (voire figure (I-01)) :

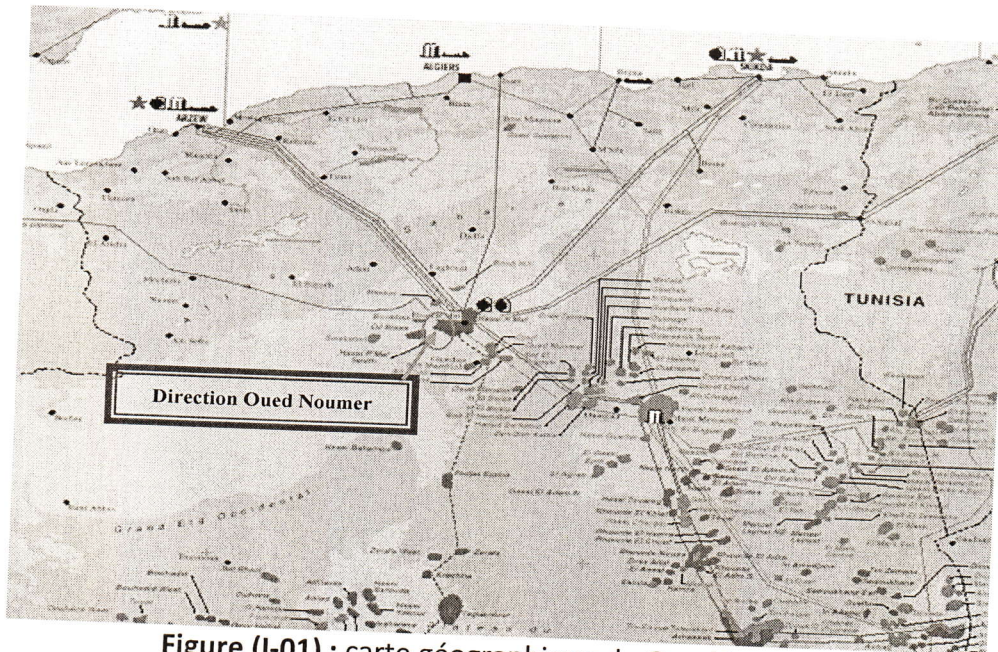


Figure (I-01) : carte géographique du Oued Noumer

- Le champ d'oued Noumer a été découvert par SONATRACH en 1969 et mis de production à partir de 1972 avec les puits de ONR1. Ces gisements produisent à partir des réservoirs appartenant au Trias argilo-gréseux ante-salifère considéré d'âge Trias Supérieur.
- Le gisement d'Ait-Kheir (ATK) a été découvert en 1971 par le puits ATK-1. Il produit du gaz et d'huile à partir des réservoirs 'A' et 'B'. 24 puits ont été forés dont un ATK-13 dans l'eau.
- Le gisement de Sidi-Mezghich a été découvert en 1976 par le puits SMZ-1. Il produit d'huile et du gaz à partir des réservoirs 'A' seulement. Trois puits ont été forés dont un (SMZ-2) dans l'eau.

- Comme toutes les sociétés étatiques, le site industriel de Oued Noumer est constitué de deux zones : zone d'exploitation et zone d'administration, comme présenté sur la figure (I-02).

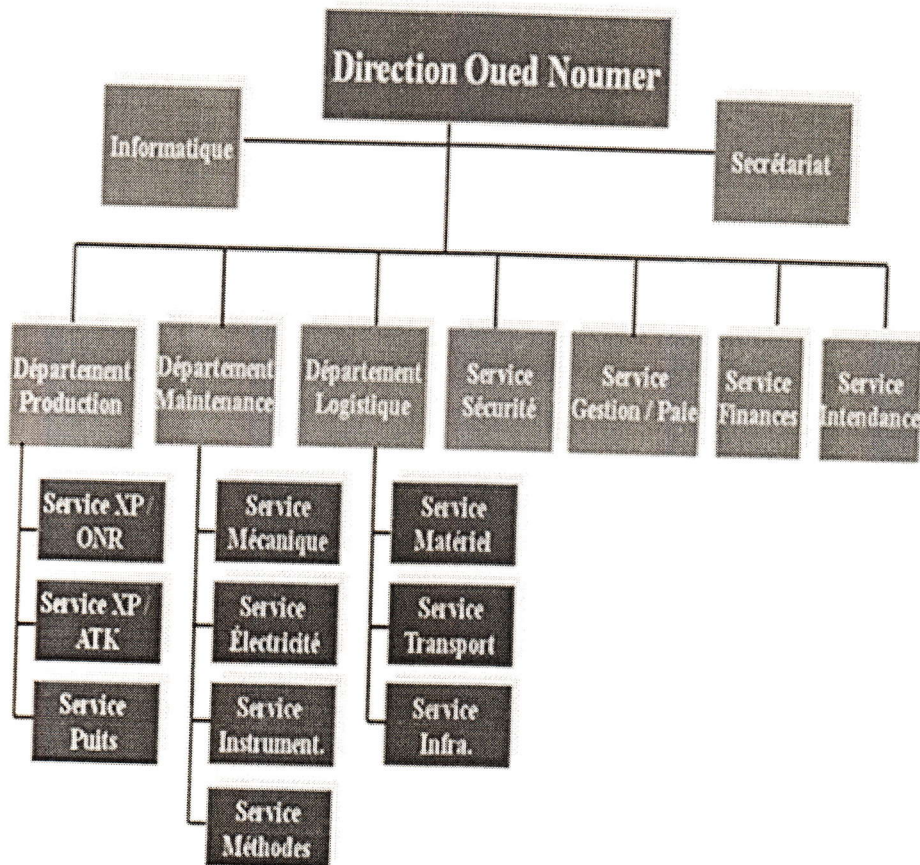


Figure (I-2) : organisation de la direction oued noumer

## I.2. Différentes unités d'Oued Noumer

### I.2.1. Organisation du champ[2]

- Zones d'exploitation :

1. ATK: Niveau Trias Argilo-Gréseux (TAG) « A » et « B »
2. ONR: Niveau Trias Argilo-Gréseux (TAG) «A » et « B »
3. SMZ: Niveau Trias Argilo-Gréseux (TAG) «A »

- Zone d'injection :

1. ATK: Niveau (TAG) A » et « B »

- Nombre d'unités et de stations par zone :

1. deux unités de séparation à ONR et ATK
2. unité de récupération des gaz torchés à ON
3. unité d'extraction de GPL à ONR
4. Station de compression de Gaz à ATK.

Tableau(I-01) : différentes unités

	ONR		SMZ		ATK	
	Nombre	Nature	Nombre	Nature	Nombre	Nature
Puits injecteur	/	/	/	/	07	Gaz sec
Puits Producteur	05	Huile et gaz	01	Huile et gaz	10	Huile et gaz
Puits d'eau	04	Eau	/	/	01	Eau
Total	09		01		18	

	ONR		SMZ		ATK	
	N°	Nature	N°	Nature	N°	Nature
Unité de Séparation	01	Séparation	/	/	01	Séparation
Unité de récupération De gaz torché	01	Récupération De gaz	/	/	/	/
Unité d'extraction de GPL	01	GPL	/	/	/	/

### I.2.2. Produits des unités et évolution de la production

La figure ci-dessus est représenté l'évolution de la production de gaz, l'huile et le condensat entre les années de 1991 jusqu'à 2007.

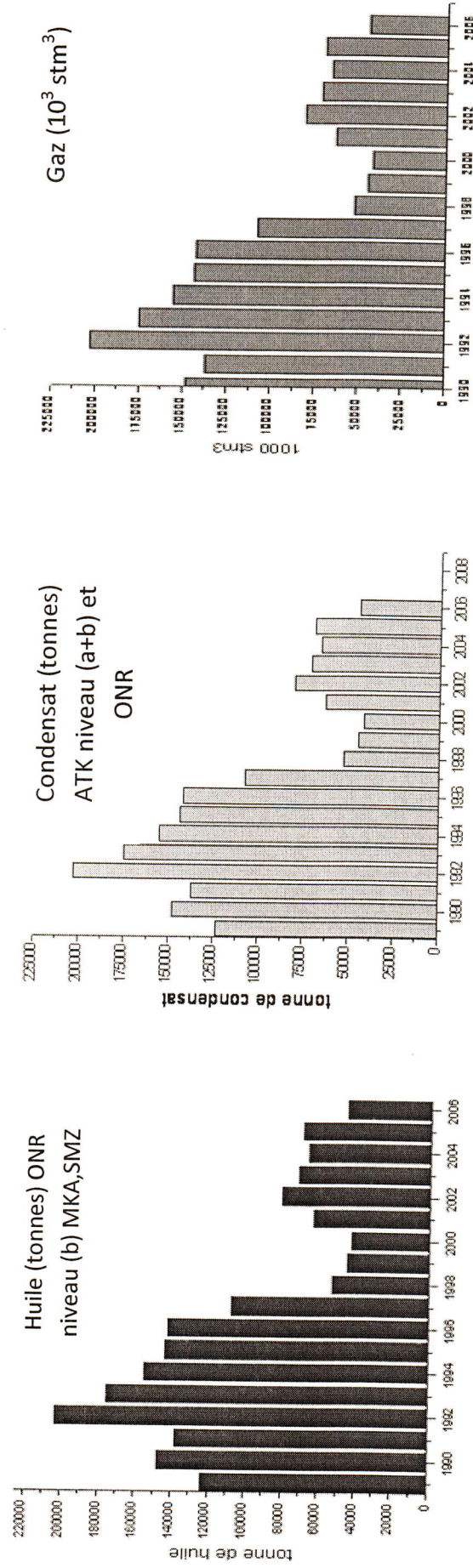


Figure (I-03) : évolution de la production de condensat et Huile et gaz



## chapitre II

Généralité sur le GPL et description de l'unité

## Chapitre II. Généralité sur le GPL et description de l'unité.

### II.1. Généralité de GPL

La plus part du cas, le méthane peut se trouver à l'état gazeux à température et pression plus ou moins élevée, seul ou associé à des hydrocarbures condensables, ou encore à des gaz n'appartenant pas à la famille des hydrocarbures comme : gaz carbonique ( $\text{CO}_2$ ), sulfure d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{S}$ ), azote ( $\text{N}_2$ ), hélium ( $\text{He}$ ). Sous pression, le méthane est très soluble dans les hydrocarbures liquides, dans le gisement, il peut se trouver intégralement dissous et n'apparaître en phase gazeuse qu'à l'occasion de la détente accompagnant la venue au jour du pétrole.

Dans la plupart des cas, les produits liquides et les produits gazeux sont séparés sur le terrain et évacués par des moyens distincts. La production du gaz est alors directement liée à celle du pétrole et ce dernier étant plus facile à transporter, il est arrivé que le gaz ait été brûlé pour s'en débarrasser. Maintenant il est réinjecté dans les puits de gisement. On a enfin découvert, en zone arctique, des gisements dans lesquels le méthane est mélangé à l'eau et forme, la plus part du cas, une phase solide stable dans les conditions de température et de pression du gisement, mais susceptible de se dissocier en «eau plus méthane», par baisse pression ou réchauffage : ce sont les gisements d'hydrates. Qu'ils soient gazeux ou liquides, les hydrocarbures sont emmagasinés dans les fissures et dans les interstices microscopiques, entre les cristaux constituant le squelette solide des roches réservoirs. Ils n'occupent jamais la totalité de l'espace poreux, car une certaine proportion de l'eau, saturant à l'origine le milieu, n'a pu être délogée par les hydrocarbures en raison de phénomènes capillaires.

### II.2. Domaines d'utilisation des GPL

#### II.2.1. GPL en pétrochimie

Essentiellement utilisé comme combustible dans les secteurs résidentiels et commerciaux 1.8% de GPL est consommé comme charge pétrochimique. L'utilisation du butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE utiliser comme booster d'octane des essences en substitution au plomb. En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production de produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des intermédiaires.

### II.2.2. GPL carburant (GPL /C)

Le GPL /C, dont la composante diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique. Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé. Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence. L'indice d'octane élevé des GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, du plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO<sub>2</sub> et de CO. Le GPL /C n'encrasse pas le moteur, et cette grâce à son indice d'octane élevé, ce qui augmente la longévité du moteur et lui assure en plus un pouvoir antidétonant, ainsi qu'un pouvoir calorifique élevé. Le GPL/C est le premier carburant sans plomb compétitif au gasoil et au super sans plomb.

#### II-1-3. la demande nationale en GPL

Le niveau de la demande nationale de GPL est de l'ordre 1,4 millions de tonnes [1], dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/c) (voire figure (II-01)).

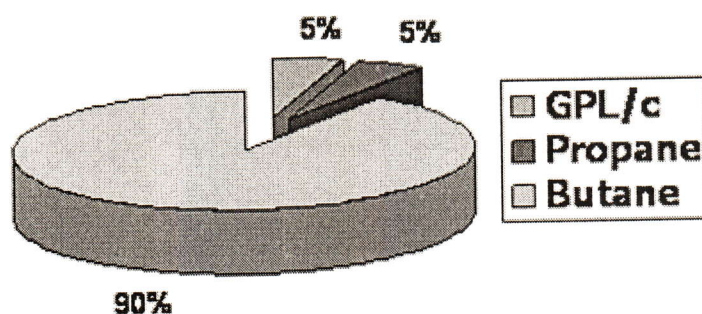


Figure (II-01) : demande nationale en GPL

#### II-2. caractéristiques des condensats

La particularité du condensat réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels, le raffinage et la pétrochimie. Cette bivalence confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique, dans une raffinerie ou un craqueur pétrochimique. En plus de cette diversification

d'utilisation finale, le marché de destination intervient également dans la définition de ce coût. La valorisation de ses condensats, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très soutenue. Le vapocraquage est ainsi la principale voie de valorisation pour la production d'oléfine. Dans ce secteur, trois éléments dominent :

- le fonctionnement (de plus en plus pratiqué) des vapocraquages de charges liquides à la limite de flexibilité du rapport propylène /éthylène ;
- l'accroissement de la contribution du craquage catalytique à la fourniture de propylène ;
- L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes ;
- Les condensats sont riches en hydrocarbures paraffiniques et naphténiques

En C<sub>5</sub> et C<sub>7</sub> ayant un bon potentiel de production d'oléfines (éthylène et propylène) ;

- les hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en poly aromatiques sans valeur commerciale sont généralement présents en faibles quantités ;
- la teneur en soufre observée en moyenne ne gêne pas le vapocraquage, les condensats sont utilisables sans prétraitement à ce titre ;
- Et généralement leur prix de marché est favorable en comparaison avec d'autres charges similaires, particulièrement d'un naphta de distillation atmosphérique .



Tableau (II-01) : Pourcentage des différentes compositions entre les produits traités

compositions	MW <sub>i</sub>	Gaz traité	GPL	Condensât
N <sub>2</sub>	28	3.08	/	/
CO <sub>2</sub>	44	0.19	/	/
C <sub>1</sub> H <sub>4</sub>	16	83.72	/	/
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	10.90	2.24	/
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	1.79	54.39	/
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.14	14.22	0.11
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.18	28.78	1.89
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	/	0.37	32.79
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	/	/	38.36
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	/	/	14.44
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	98	/	/	6.20
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114	/	/	4.14
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128	/	/	2.07
Total	/	100	100	100

### II-3. Description du site industriel

#### II-3-1. Description de procédé de l'exploitation du champ d'Oued Noumer :

Le champ d'exploitation de oued Noumer comprend 3 sections ; ces trois sections alimenté par le gaz brut séparé à l'avance à Ait Kheir ; cette première séparation s'effectue dans un ballon à haute pression ; où en doit séparé le gaz en provenance d'un mélange triphasique ; ce dernier constitue de l'huile, du gaz et de l'eau ; et venant des 7 puits producteurs de Ait Kheir. Les 3 sections citées sont :

- La section de stabilisation.
- La section de compression.
- La section de fractionnement de GPL.

#### II-3-2. Description de la section de stabilisation de brute :

Les effluents gaz venant du centre de production de ATK alimentant le ballon 020B02 par la ligne PB 020 03 24; ce ballon opère à la pression de 22 Bars ; le gaz brute sort de la partie supérieur de ballon subit une détente à travers une vanne MRV ; où les gaz riches sortant à la pression de 15 Kg/Cm<sup>2</sup> envoyant vers la section de compression. Le pétrole brut venant de la première séparation qui s'effectue à Ait Kheir à la pression de 13 Kg/Cm<sup>2</sup> subit une

mais également le pétrole brute venant des puits de oued Boumer qui se réunissent au manifold de Oued Noumer subit aussi à la séparation à haute pression dans le même ballon 20-B-01.

La sortie de ballon vertical 20-B-01 nous avons 3 effluents qui dérivent de la séparation l'huile ; le gaz ; et l'eau nous soulignons que le gaz sortant au sommet du séparateur envoyé vers la section de compression l'eau vers borbier et l'huile envoyé vers les fours de stabilisation 020-F-01 A et 020-F-01 B autrement l'un des deux fours est en service et l'autre reste pour des mesures de sécurité à travers la ligne PB 020-33-2 où en injecte l'eau par la pompe d'injection d'eau ; l'injection de l'eau pour but de faire dessaler l'huile à cause de la présence des quantités des sels très importants dans le pétrole brute ; l'eau utilisé pour l'injection d'eau de lavage est prélevé sur le circuit d'eau brute par les pompes 020-P-01 A et 020-P-01 B(en secours) et injectée sous pression avec débit réglé manuellement dans la ligne d'alimentation des fours de stabilisation 020-F-01 A et 020-F-01B.

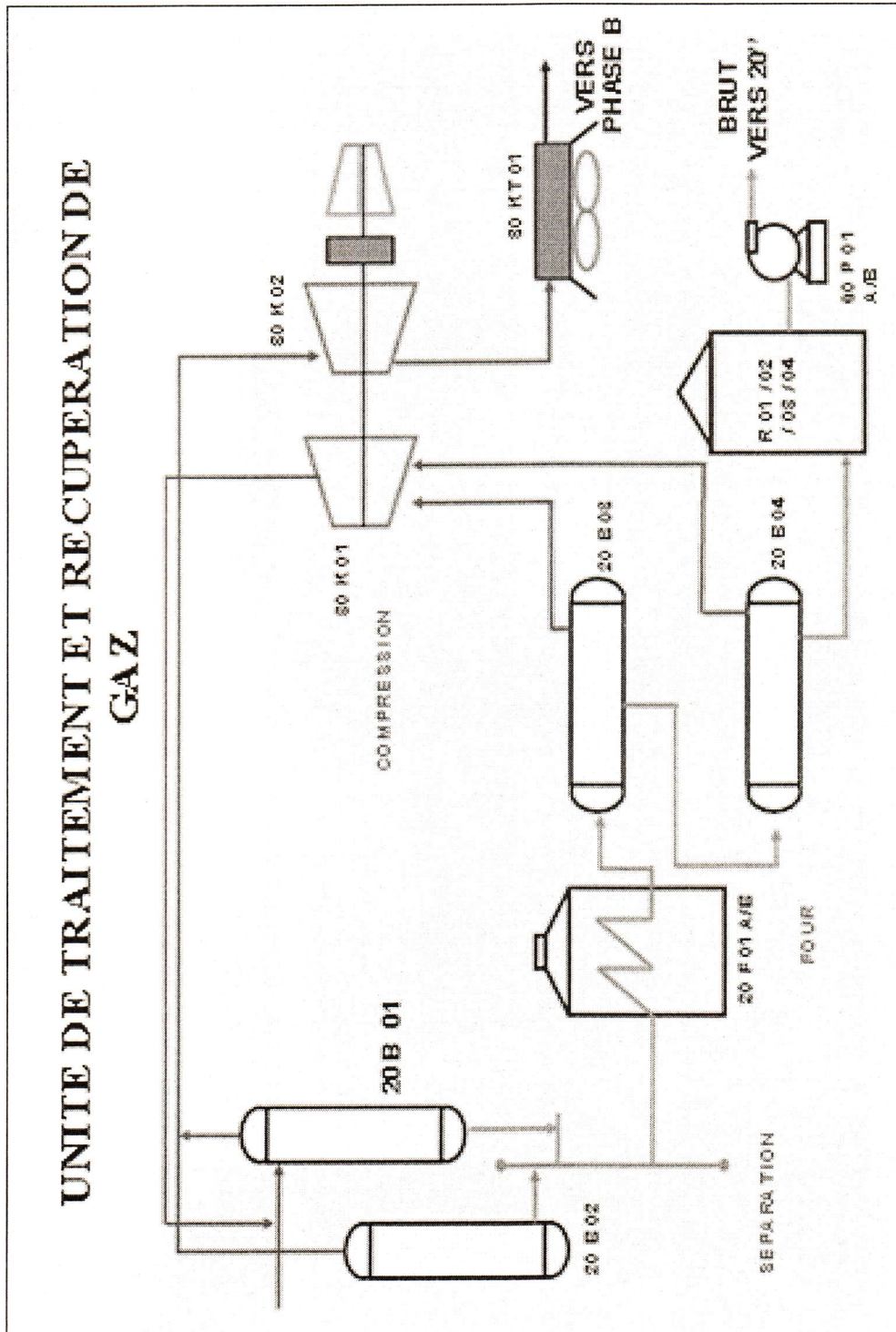
L'huile venant du séparateur 20-B-01 est mélangé avec celle du séparateur 20-B-02 ainsi que l'huile brute venant de la collecte ATK ainsi que le retour des condensats récupérés sur les ballons d'aspiration 3ème étage de la section de compression (031-B-03-032-B-03-033-B-03) par la ligne PB 020 07 14 via la ligne commune PB 020 06 20, alimentent le four 020 -F-01 A. L'huile réchauffée est expédiée vers la 2ème étage de séparation qui s'effectue à l'aide d'un séparateur moyenne pression 020-B-03 ; ce ballon horizontale opère à la pression de 3.5 KG/cm<sup>2</sup> ou il y a une séparation entre le gaz et l'huile sort à la température de 35 °C envoyé vers la 3<sup>ème</sup> étage de séparation qui s'effectue au niveau de séparateur basse pression horizontale 20-B-04 qui opère à la pression de 1.5 Bars ce ballon la situe au dessus du ballon 20-B-03 on doit séparer l'huile et le gaz ; l'huile sortant de séparateur se dirige vers le stockage de l'huile stabilisé par gravité.

L'huile ainsi stocké dans les bacs de stockage et maintenue pendant un temps régulière pour le dégazage avant de l'expédition à l'aide des pompes d'expédition de l'huile stabilisé vers la station de pompage de Hassi R'mel. L'huile stabilisée présente les caractéristiques suivantes :[3]

TVR	8.510 Kg/Cm2
Salinité	70mg/l
Densité	0,7741 à 15 °C
BSW (Basic Sediment and Water)	0

### II-3-3. Description de la section de compression :

La section de compression contient 3 trains identiques (deux en service et l'autre en Stand-by) de compression pour chaque ; il est installé une turbine à gaz liée à un compresseur de gaz haute pression. Le gaz venant de la séparation dans le ballon séparateur 20-B-02 à la pression de 15 Bars est envoyé vers un ballon piège à liquide 32-B-03 où on doit séparer le gaz dans ce ballon envoyé vers le compresseur haute pression où subit la compression du gaz tel que la pression augmente de 15 Bars à 45 Bars. A la sortie de compresseur le gaz à la pression de 45 bars est envoyé vers deux batteries d'aéroréfrigérants où on aura une chute de température de 45 °C jusqu'à 36 °C après le gaz sortant des aéroréfrigérants entrant dans le ballon piège à liquide 32-K-04 pour récupérer les liquides. Le gaz sortant du ballon est envoyé vers le compresseur 32-K-02 pour la pression du gaz où nous aurons l'élévation de la pression de 45 Bars jusqu'à 100 bars après le gaz sortant est envoyé vers une série de deux batteries des aéroréfrigérants pour récupérer des liquides provenant du gaz ; après le gaz traité est envoyé vers la section de fractionnement de GPL. Le gaz venant des séparateurs de pression moyenne 20-B-03 et basse pression 20-B-04 entrant dans un compresseur moyenne pression on a la compression du gaz de 1,5bars jusque 3,5.

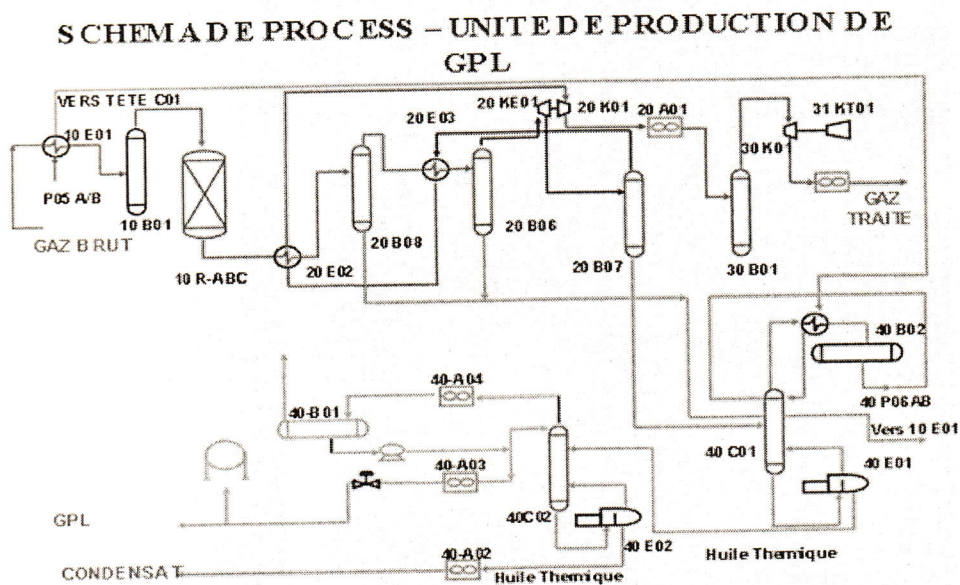


Figure(II-02) :schéma présenté unité de traitement et récupérationde gaz

### II-3-4. Description de la section de fractionnement de GPL :

La section de fractionnement de GPL comprend les unités suivantes :

- Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation.
- Unité 200 : récupération du GPL.
- Unité 300 : recompression du gaz traite.
- Unité 400 : fractionnement du GPL.
- Unité 500 : stockage et expédition du GPL.
- Unité 600 : circulation d'huile chaude.
- Unité 700 : installation auxiliaire



Figure(II-03) :schéma de process -unité de production

#### II-3-4-1. Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation :

Le gaz provenant de la section de compression alimente l'unité d'extraction de GPL à la pression de 100 bars et à la température de 60°C après un refroidissement à 48°C dans l'échangeur 10-E-01. Ce gaz est de la composition présentée sur le tableau (II-02).

Le gaz est envoyé au séparateur 10-B-01 et ensuite aux dés hydrateurs 10-R-01, le condensât sortant du séparateur 10-B-01 sera renvoyé aux installations existantes. On a prévu trois dés hydrateurs 10-R-01A/B/C avec tamis moléculaires ; les deux en service et l'autre en régénération des tamis moléculaires en utilisant une partie des vapeurs de tête du

déethaniseur 40-C-01. En cas de manque de ce gaz, la régénération est obtenue en utilisant une partie du gaz sec prélevé à la sortie des tamis. Le gaz sortant du séparateur 10-B-02 est uni aux vapeurs de tête du déethaniseur et il est envoyé à unité de compression existante après le contrôle de la teneur en humidité. Le gaz de procédé à la sortie des tamis est traité à fin d'enlever les poussières éventuelles provoquées par la rupture des tamis et même analysé pour vérifier la teneur en humidité

**Tableau (II-02) : composition élémentaire du gaz brut a traiter**

Compositions	Fraction molaire%
H <sub>2</sub> O	0,2
N <sub>2</sub>	2,31
CO <sub>2</sub>	0,20
C <sub>1</sub> H <sub>4</sub>	69,11
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	14,70
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	7,40
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,48
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,94
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,76
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,59
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,31
Total	100

#### **II-3-4-2. Unité 200 : récupération du GPL**

Le gaz sec est filtré provenant de unité 100 et reparti en deux courants ; dont un est refroidi dans échangeur 20-E-01 par le gaz de tête du déethaniseur 40-C-01, l'autre est refroidi par l'échange de chaleur avec le gaz traité provenant de échangeur 20-E-03. Les deux courants sont ensuite mélangés et envoyés au séparateur 20-B-08 après séparation du condensât dans le séparateur 20-B-06.

Le liquide sortant du séparateur 20-B-08 mélangée avec celui sortant du séparateur 20-B-06 est envoyé directement au deethaniseur tandis que le gaz provenant du déethaniseur 40-C-01 après l'échange de chaleur dans le condenseur de tête du déethaniseur, le gaz traité sorte du ballon 20-B-07 contenant les C2 est envoyé à la récupération du froid dans les échangeurs 20-E-02 et 20-E-03, ensuit il est recomprimé par le compresseur 20-K-01 entraîné par l'expandeur 20-KE-01 où il subit une compression de 30 bar jusqu'à 45 bar ainsi que le gaz sortant du compresseur à la pression 45 bar entrant au aérorefregérant 20-A-01. Dans le cas où le turbo expandeur est en arrêt on doit faire la marche avec la vanne Joule-

Thomson. Celle-ci doit assurer la détente de gaz où la pression chute de 90 vers 45 bar et la température de  $-6^{\circ}\text{C}$  vers  $-35^{\circ}\text{C}$ ; cette détente ne permet pas la bonne récupération du GPL comparant avec le turboéxpandeur. Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au ballon d'aspiration 30-B-01 ensuite il est comprimé par le compresseur 30-K-01 ; entraîné par la turbine à gaz 30-KT-01 à fin élévation de la pression du gaz traité du 45 jusqu'à 75 bar et en suite le envoyer au gazoduc 48.

### ***II-3-4-3. Unité 300 : recompression du gaz traité***

Cette unité comprime le gaz à la pression de 80 bars afin de l'envoyer au gazoduc 48 pouces alrar/Hassi R'Mel et /ou vers la réinjection à Ait Kheir. Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au séparateur d'aspiration 30-B-01, ensuite il est comprimé par le compresseur 30-K-01 et refroidi à  $60^{\circ}\text{C}$  dans l'aéroréfrigérant 30-A-01 est envoyé aux limites de batterie. Le récupérateur de chaleur 30-E-01 installé sur la décharge de la turbine permet de récupérer la chaleur en chauffant l'huile thermique. Quand l'unité s'arrête, le gazoduc continue à être alimenté avec du gaz sec. Dans ces conditions, le système de l'huile chaude continue à fonctionner afin de permettre la régénération des tamis et de maintenir l'unité dans des conditions de « hot stand-by ».

### ***II-3-4-4. Unité 400: fractionnement du GPL :***

Le fractionnement des hydrocarbures liquides provenant de la pression s'effectue essentiellement en deux étapes :

- L'extraction des constituants légers dans le déthaniseur 40-C-01.
- La séparation du GPL du condensât dans le débutaniseur 40-C-02.

Le déthaniseur est une colonne constituée de 38 plateaux à clapets repartis de haut en bas; ces deux parties sont séparées par un plateau accumulateur, l'alimentation de cette colonne s'effectue par les tubulures d'alimentation qui résident en 5ème et 21ème plateau. Les hydrocarbures liquides séparés dans le séparateur 20-B-07 s'écoulent à  $-52^{\circ}\text{C}$  pour se préchauffer dans échangeur de reflux de déthaniseur 40-E-03 pour qu'ils alimentent (alimentation froide) le 5ème plateau de 40-C-01. Le liquide qui s'écoule de deux ballons 20-B-06 et 20-B-08 réunissent à la température de  $-6^{\circ}\text{C}$  alimentant le plateau accumulateur le gaz de tête 40-C-01 qui s'échappe à la température de  $-21^{\circ}\text{C}$  est refroidi dans échangeur 40-

E-03 (cote calandre) a fin de se accumuler dans le ballon de reflux de tête de déthaniseur 40-B-02 une quantité du gaz dans le ballon 40-B-02 sert à la régénération, et la partie liquide pompe de reflux 40-P-06A/B comme reflux froid qui alimente le premier plateau de 40-C-01. Le liquide accumulé dans le plateau d'accumulateur s'écoule par gravité à  $-6^{\circ}\text{C}$ . Et à l'aide d'une pompe 40-P-05A qui assure le transport de liquide vers l'échangeur 10-E-01 pour permettre récupérer le froid, il sort de l'échangeur à la température de  $15^{\circ}\text{C}$  et renvoyer vers la colonne 40-C-01 alimentant également le plateau qui situé à l'inférieure du plateau accumulateur. Le liquide qui se situé au fond de la colonne 40-C-01 est envoyé vers le rebouilleur 40-E-01 pour le réchauffage où il se chauffe à  $90^{\circ}\text{C}$ . Une partie de ce liquide est envoyé comme reflux chaud vers la colonne, et le reste du résidu passe comme alimentation en 21ème plateau de débutaniseur 40-C-02. Le débutaniseur : c'est une colonne de rectification constitué de 40 plateaux à clapets et fonctionne à une pression de 14 bar. Les vapeurs de tête de débutaniseur sortant à la température  $68^{\circ}\text{C}$  sont refroidis dans l'aéroréfrigérant de 40-A-01 jusqu'à  $52,5^{\circ}\text{C}$  puis sont recueillies dans le ballon de reflux 40-B-01 une partie de GPL est utilisée comme reflux froid de tête à l'aide d'une pompe de reflux 40-P-01 et l'autre partie est envoyée vers les sphères de stockage de GPL 50-T-01A/B. ou bien directement à l'aspiration des pompes d'expédition du GPL. Une partie du résidu liquide (condensât) de 40-C-02 sortant à  $18^{\circ}\text{C}$  est envoyée au rebouilleur de débutaniseur 40-E-02 pour qu'il puisse être chauffé à  $2^{\circ}\text{C}$  une partie du liquide dans le rebouilleur sert à alimenter le dernier plateau de 40-C-02 comme reflux chaud et l'autre partie (condensât) envoyé vers l'aéroréfrigérant à  $60^{\circ}\text{C}$  puis envoyer vers le stockage de brut stabilisée.

#### ***II-3-4-5. Unité 500 : stockage et expédition du GPL.***

L'unité de stockage du GPL est constituée par deux sphères pleine pression 40-T-01A/B de capacité unitaire de  $500\text{m}^3$  et d'une pompe d'expédition de GPL constituée de trois pompes en parallèle 50-P-01A/B/C deux en service et une en secours) qui assurent également l'expédition du GPL si ce dernier ne répond pas aux spécifications (on spec) vers la station de pompage du côté de Hassi R'Mel si le GPL n'a pas les spécifications (off spec) ; doit détourné vers l'unité 300 pour permettre la réinjection dans le gaz traité en amont du 30-K-01.



**Tableau (II-03) :** Capacité de stockage du pétrole brut et du GPL du complexe Oued-Noumer

désignation	nombre	volume	pression	Capacité globale
bacs de stockage brut	4	4880 m <sup>3</sup>	1 atm	20520 m <sup>3</sup>
bacs test	1	1000 m <sup>3</sup>	1 atm	\
sphères GPL	2	540 m <sup>3</sup>	13atm	1080 m <sup>3</sup>

#### **II-3-4-6. Unité 600 : circulation d'huile chaude**

Un système d'huile est prévu comme source de chauffage de gaz de régénération des tamis moléculaires (dans 10-E-02 A/B/C), et pour les besoins des rebouilleurs des colonnes 40-C-01 déthaniseur et 40-C-02 débutaniseur. Les fumées d'échappement de la turbine 30-KT-01 permettent de chauffer l'huile grâce à la récupération de chaleur 30-E-01. L'aéroréfrigérant 60-A-01 a le rôle de refroidir l'huile thermique en cas de nécessité. Les filtres 60-S-01 A/B enlèvent les solides de l'huile. Caractéristiques de propane et de butane : dérivés du pétrole et du gaz naturel, le propane sont des hydrocarbures, c'est-à-dire que les molécules se composent de carbone et d'hydrogène.

#### **II-4. Caractéristiques de propane et de butane :**

Dérivés du pétrole et du gaz naturel, le propane sont des hydrocarbures, c'est-à-dire que les molécules se composent de carbone et d'hydrogène. Le propane commercial principalement constitué en C3 et le butane, par des hydrocarbures en C4. Le fractionnement du GPL donne au sommet d'un dépropaniseur du propane et au fond du butane. Le butane et le propane commerciaux ont les particularités suivantes :

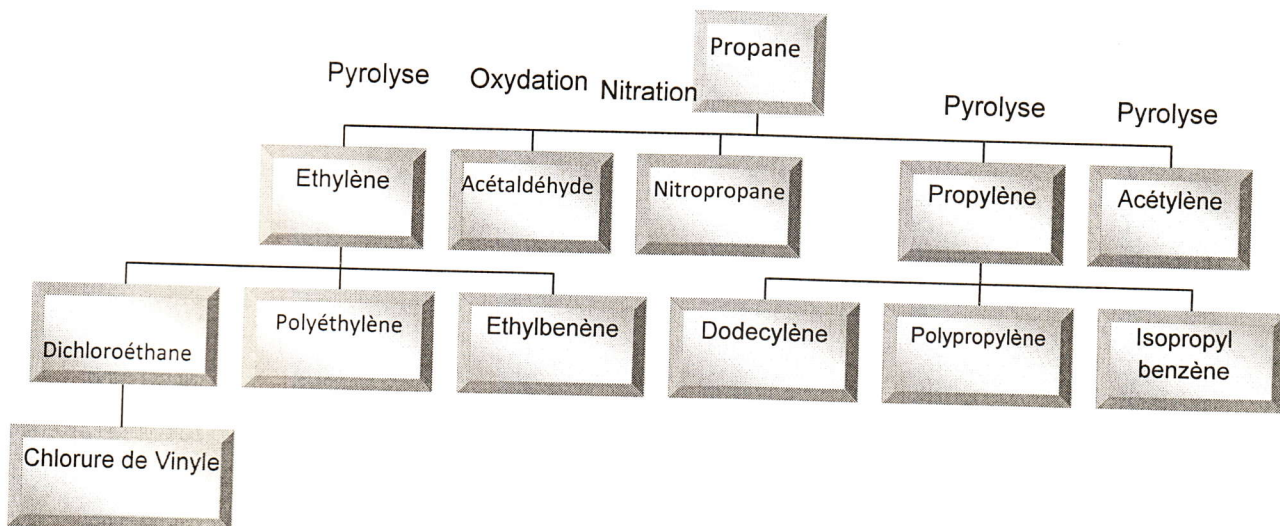
- non toxiques-non corrosifs (mais dissolvent certaines substances telles que : huiles, graisses ;
- vernis, caoutchouc naturel) ;
- Plus lourds que l'air (d'où le nécessité de prévoir orifices bas de ventilation et de ne pas stocker de bouteilles en sous-sol) ;
- très fluides, tant à l'état liquide qu'à l'état gazeux (robinetterie, canalisations, joints et tuyaux doivent être de qualité appropriée).

### II-4-1. Domaines d'utilisation du propane :

- Propane dans la réfrigération : le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane). Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés (chillers), selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de  $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

### II-4-2. Principales transformations du propane[4]

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro méthane, le nitro éthane et le nitro propane sont issus de la réaction de nitration. Les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle. Pourtant, il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.



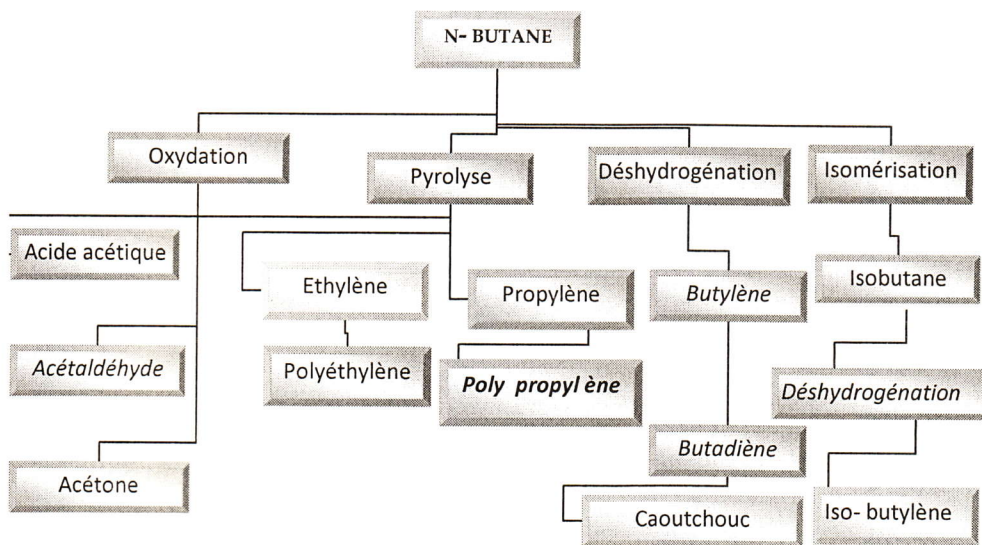
figure(II-04) : schéma de principale transformation du propane

### II-4-3. Domaines d'utilisation des butanes :

Le n-butane est utilisé pour la production de nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène et butadiène. Les n-butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone... etc. Lors de la nitration du butane on obtient les nitro butanes-1et 2. L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc Butyle, du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation

#### II-4-4. Principales transformations du butane



Figure(II-05) : schéma de principale transformations du butane

#### II-4-5. Autres utilisations du propane et du butane :

Les utilisations du propane et du butane sont très nombreuses et leurs domaines extrêmement variés. Elles peuvent néanmoins être classées en quatre grandes catégories :

**Utilisations collectives :** ses utilisations rapprochent par leur nature des utilisations domestiques, mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants. En outre, leurs secteurs sont très variés ; ils comprennent aussi bien les services publics ou privés, ayant à résoudre les problèmes de la vie communautaire, que nombre d'entreprises professionnelles, artisanales, agricoles ou industrielles, pour les quelles l'amélioration du confort est un facteur de productivité.

**Utilisations agricoles :** les exploitations agricoles quelque soit leurs importances, font largement appel au propane pour leurs opérations suivantes :

- Culture : Protection des vergers contre les gelées, chauffage de couches, chauffage de serres indirect ou en atmosphère commune, forçage des plantes en serres par dilution de gaz carbonique... etc.
- Elevage : Désinfections des locaux abritant les animaux, préparation des aliments, Chauffage de couveuses et d'éleveuses artificielles.

## Chapitre III

Simulation et dimensionnement d'un dépropaniseur

## Chapitre III. *Simulation et dimensionnement d'un dépropaniseur*

### III.1. *Problématique:*

Le propane comme produit fini pure est très important dans le domaine pétrolier spécialement la pétrochimique. Les produits issues du propane sont oxyde acétaldéhyde, le propylène. De plus, le propane est utilisé dans les circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane). Il échange ses frigories avec les produits chaudes dans des appareils appelés <Chillers>. Selon J-p.Moulin[5] , il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C. Pour ces raisons, nous proposons d'étudier la réalisation d'une installation de récupération du propane en qualité et en quantité selon la demande de marche national et international.

### III.2. *Théorie de la distillation (méthodologie de conception d'une colonne de distillation)*

#### III.2.1. *généralité*

Les opérations de séparation telles que la distillation ou l'absorption des gaz sont réalisables grâce à l'exploitation des phénomènes sur le transfert de matière entre phases. La mise en contact de manière convenable dans des appareils tel que les colonnes de distillation ou de séparation dans l'industrie pétrochimique, permet à travers la prédiction des comportements physiques des substances présente dans le système, lors des transferts des matières, d'obtenir des produits commerciaux répondant à des spécifications précises. Cela évidemment en ajustant les paramètres des procédés de traitement. L'objectif essentiel de la section de traitement de gaz naturel est de séparer la partie liquide (condensat + GPL) de la partie gazeuse (gaz humide), en première étape, et de faire leur traitement en deuxième étape. En vue de produire du condensat, du GPL et du gaz sec conformes a certaines spécifications, celles-ci

doivent être respectées dans le but de faciliter le transport et le stockage d'une part, et la commercialisation en tant produits finis ou semi-finis d'autre part.

### **III.2.2. Procédé de traitement du gaz**

Le choix d'un procédé de traitement adéquat est fonction des paramètres suivants:

- Taux de récupération d'hydrocarbure liquides vise.
- Qualité de l'effluent brut.
- Spécification des produits finis.
- Coût global investissement.

#### **III.2.2.1. Les avantages de distillation:**

- Un schéma de principe simple.
- Un cout d'investissement optimal et un faible risque.
- Si les composants ont un TVR  $\geq 1,2$  sont thermiquement stables.

#### **III-2-2-2. Les inconvénients de distillation:**

- La distillation a une grande consommation énergétique.
- Les composants doivent être thermiquement stables a leurs températures d'ébullition.

#### **III-2-3. L'application de la distillation:**

Le domaine d'application de la distillation est très large allant de la séparation des produits pétrochimiques, comme les mélanges propylène/propane jusqu'à la séparation cryogénique de l'air a l'oxygène et azote. L'industrie du raffinage du pétrole utilise la distillation pour séparer des grand volumes d'huiles brute comme l'essence et d'autre fiouls liquides.

## III-2-4. Equilibre entre phases et loi thermodynamique

## III-2-4-1. Système Idéaux

- Coefficient de partage ( $K$ )

Appelé aussi coefficient d'équilibre, est définie comme fonction unique de la température, de la pression et la composition, a été calculée pour un certain nombre d'hydrocarbures légers et présentée sous diverses formes graphiques: nomographe par points alignes de Scheibel et Jenny (voire annexe A1)

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad \text{Eq (III-1)}$$

avec:

$K_i$  : coefficient de partage.

$Y_i$ : fraction molaire du constituant  $\langle i \rangle$  dans la phase vapeur.

$X_i$ : fraction molaire du constituant  $\langle i \rangle$  dans la phase liquide.

Les composants les plus volatils dans le mélange ont une valeur  $K$  plus élevées, tandis que les composants les moins volatils ont une valeur plus faible pour  $K$ .

- Volatilité relative

Dans les calculs de distillation, on sera amène a effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on pourra utiliser une méthode simplifiée rapide, donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité relative ( $\alpha_i$ ), qui s'exprime d'une manière général comme étant le rapport des coefficients d'équilibre.

$$\alpha_i = K_i / K_R \quad \text{Eq (III-2)}$$

$K_R$  (constituant de référence).

- zone de rectification

$$\alpha_{im} = 0,5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \quad \text{Eq (III-3)}$$

- zone d' épuisement

$$\alpha_{im} = 0,5(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}) \quad \text{Eq (III-4)}$$

avec:



$\alpha_{LI}$ : v. r d'alimentation;  $\alpha_{DI}$ : v.r du distillat;  $\alpha_{RI}$ : v.r du résidu.

Les systèmes idéaux mélanges vapeur et liquide obéissent respectivement aux lois de Raoult et Dalton.

- *Loi de Dalton*

La loi de Dalton relie la concentration d'un composant présent dans un mélange idéal de gaz ou de vapeur a sa pression partielle :

$$P_i = p \cdot y_i \quad \text{Eq (III-5)}$$

Ou :

$P_i$ : la pression partielle du composant <i> dans le mélange de gaz.

$P$ : la pression totale.

- *Loi de Raoult*

La loi de Raoult relie la pression partielle d'un composant dans la phase vapeur a sa concentration dans la phase liquide:

$$P_i = p_i^0 \cdot x_i$$

Eq (III-6)

$p_i^0$ : la pression (tension) de vapeur de composant <i> pris a d'état pur, a temperature du système.

En combinant les équations(III-3) et(III-4) ,on trouve:

$$P \cdot y_i = p_i^0 \cdot x_i \quad \text{Eq (III-7)}$$

En combinant les équations (III-1)et (III-5), on trouve:

$$K_i = p_i^0 / p \quad \text{Eq (III-8)}$$

En combinant les équations (III-2) et (III-6), on obtient la volatilité relative pour un mélange idéal a l'équilibre:

$$\alpha_i = p_i^0 / p$$

Eq (III-9)

L'équation (I-7) montre que pour les systèmes idéaux,  $\alpha_i$  est indépendante de la pression et de composition du mélange, les pressions de vapeurs  $p_i^0$  pour de nombreuses composées se trouvent dans la littérature.

L'équation d'Antoine permet d'exprimer la pression de vapeur en fonction de la température :

$$\ln p_i^0 = A_i - B_i / (C_i + T)$$

Eq (III-10)

Ou  $A_i$ ,  $B_i$  et  $C_i$  sont les constantes d'Antoine

$T$ : la température exprime en  $^{\circ}\text{C}$ .

- Loi de Henry

Dans le cas particulier des faibles concentrations, la relation entre la concentration d'un mélange liquide et sa pression partielle dans la vapeur, exprime comme une fonction linéaire. Cette relation, dérivée de la loi de Raoult, est connue sous le nom de la loi de Henry.

$$P_i = H_i \cdot X_i$$

Eq (III-11)

Ou :

$H_i$ : est la constante de Henry du composant  $\langle i \rangle$ .

### III.2-4-2. Systèmes non idéaux

- Coefficient de partage Bien que les systèmes d'hydrocarbures soient les plus fréquents, en raffinerie, il existe cependant des mélanges non idéaux que l'on rencontre au cours du traitement des fractions pétrolières : les systèmes eau-hydrocarbure, les systèmes non idéaux miscibles sont la plupart du temps connus par les données expérimentales d'équilibre. Ils peuvent également se traiter par les équations générales d'équilibre comportant des coefficients d'activité  $\gamma_i$ . Sous pression atmosphérique, on écrit :

$$K_i = \gamma_i \cdot P_i^0 / P$$

Eq (III-12)

Les systèmes eaux-hydrocarbures, peuvent être considéré comme totalement immiscible en phase liquide.

- point de bulle d'un liquide:

On écrit que la bulle de vapeur émise a une composition molaire  $Y_i$ , telle que :

$$\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$$

Eq (III-13)

La composition du liquide  $X_i$  étant connue, cette équation en  $K_i$  ne dépend que des deux paramètres : pression et température, que soit que si l'on se fixe l'un, l'autre est déterminé. Mais, comme les coefficients ( $K_i$ ) ne sont pas des fonctions explicites de pression et température, la résolution de cette équation nécessite un calcul par approximations

successives qui fournit la pression ou la température de bulle, ainsi que la composition de la phase vapeur.

- Point de rosé d'un vapeur

On écrit que la première goutte de condensat liquide a une composition  $X_1$  telle que :

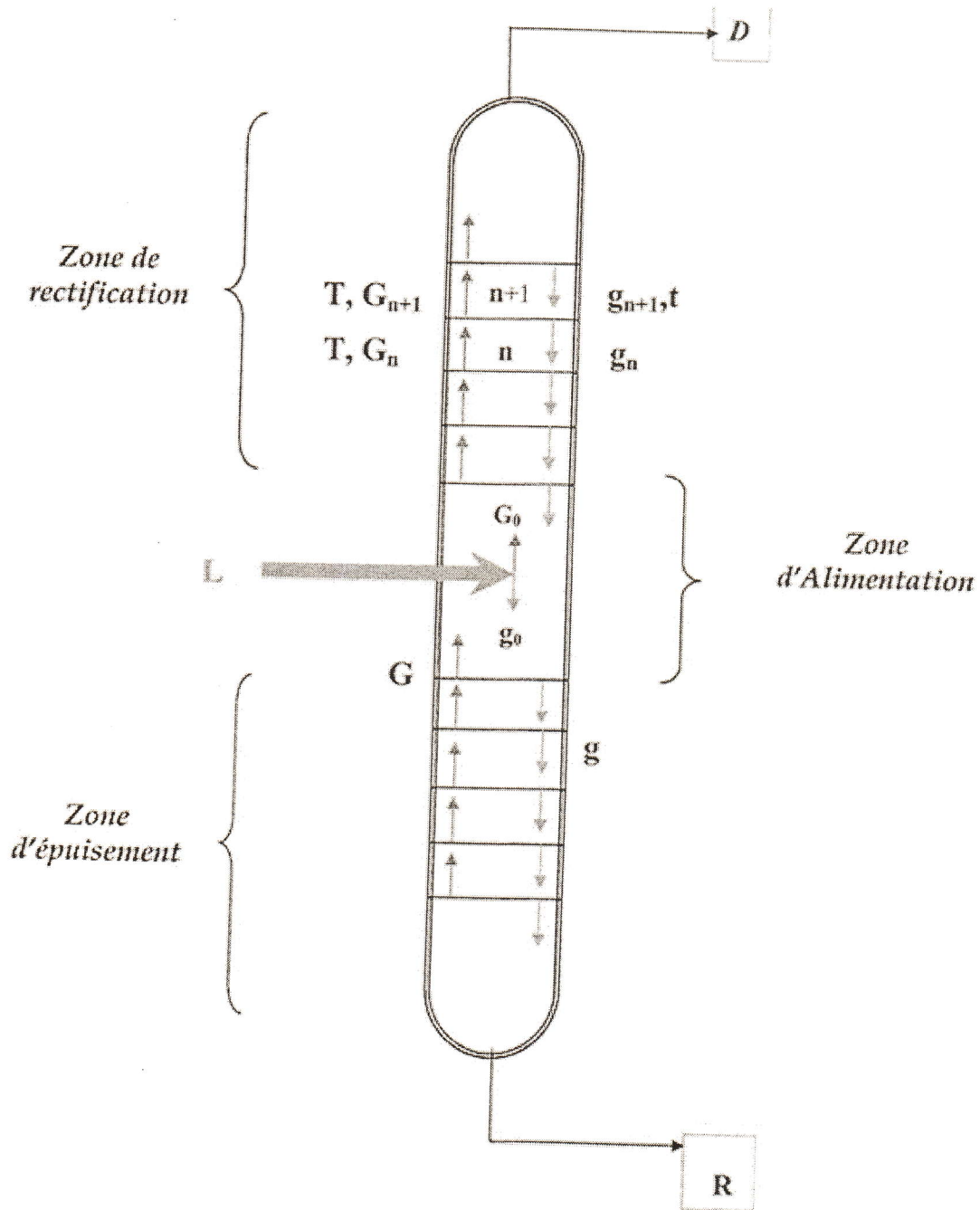
$$\sum X_i = \sum Y_i / K_i \quad \text{Eq (III-14)}$$

On obtient également une équation en  $K_i$  dont la résolution s'effectue par approximations successives sur la pression ou la température, comme dans le cas précédent, et fournit simultanément la composition de la phase liquide.

### III.2-5. les conditions de bon marche du colonne

pour obtenir le fonctionnement normal d'une colonne il est nécessaire :

- D'assurer un contact le plus étroit entre le reflux et le flux ascendant des vapeurs.
- De maintenir le régime de température approprié ( la première condition est assurée par la conception même de cloches et des plateaux, et la seconde par le choix de la quantité convenable de reflux).
- D'introduire du fluide d'arrosage (de reflux) dans la section de concentration de la colonne, et de la chaleur aide d'un rebouilleur) ou de la vapeur d'eau dans la section de distillation (d'épuisement) (voire figure (III-1))



$G_n$  : Vapeur montante.  $L$  : Alimentation.  $n$  : Rang du plateau  
 $D$  : Distillat.  $R$  : Résidu.  $g_n$  : Liquide descendant.

Figure(III.1) : schema generale du fractionnement d'une colonne de rectification

### III.2-6. Choix de la pression dans la colonne

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle.[6]

C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. Généralement, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau de mer, eau douce ou l'air) qui permet d'obtenir un condensat de 30 à 45°C environ. La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Quelque soit la pression de service, la température de condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant. Ainsi, la pression ( $P_b$ ) dans le ballon de reflux est déterminé d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i \cdot X_{D,i} = 1$$

Eq (III-15)

Par approximation successive.

La pression au sommet ( $p_s$ ), au fond ( $p_f$ ) et dans la zone d'alimentation ( $p_L$ ) de la colonne est respectivement :

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

Eq (III-16)

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

Eq (III-17)

$$P_L = (P_s + P_f)/2$$

Eq (III-18)

Ou :

$\Delta P_1$ : (0,2\_0,4) bar: perte de charge due aux résistances des conduites et des condenseurs.

$\Delta P_2$ : (0,3\_0,5) bar : perte de charge due aux résistances des plateaux.

### III.2-7. Régime de température dans la colonne

À la pression de service ( $p_s$ ), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur:

$$\sum Y_{D,i}/K_i = 1$$

Eq (III-19)

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur) doit être calculée comme la température de bulle du résidu à la pression  $p_f$ .

$$\sum k_i \cdot X_{Ri} = 1 \quad \text{Eq (III-20)}$$

### III.2-8. Bilan matière de la colonne et de ces zones

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant  $i$  quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \quad \text{Eq (III-21)}$$

Le bilan matière partiel du constituant  $i$  peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L \cdot X_{Li} = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Ri} \quad \text{Eq (III-22)}$$

La résolution commune de ces équations donne :

$$L / (Y_{Di} - X_{Ri}) = D (X_{Li} - X_{Ri}) = R / (Y_{Di} - X_{Li}) \quad \text{Eq (III-23)}$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations du constituant  $i$  dans le distillat et dans le résidu sont connues.

Dont:

L: le débit molaire de la charge.

D: débit molaire de la distillat.

R: débit molaire de résidu sortant.

$X_L$ ,  $Y_D$ ,  $X_R$  sont des concentrations molaire respectivement de la charge, de distillat et de résidu.

#### III.2-8-1. Bilan matière de la zone de rectification

$$G = g + D \quad \text{Eq (III-24)}$$

$$G \cdot Y_{ni} = g \cdot X_{n-1,i} + D \cdot Y_{Di} \quad \text{Eq (III-25)}$$

On appliquant la loi de Lever, on obtient:

$$G / (Y_{Di} - X_{n-1,i}) = g / (Y_{Di} - Y_{ni}) = D / (Y_{ni} - X_{n-1,i}) \quad \text{Eq (III-26)}$$

À partir de cette équation, on obtient :

$$Y_{ni} = m \cdot X_{n-1,i} + (1-m) \cdot Y_{Di}$$

$$Y = r_f / (r_f + 1) \cdot X + (1 / (r_f + 1)) \cdot Y_D$$

On note que:  $r_f = g/D$  et  $m = r_f / (r_f + 1)$

Dont:  $r_f$  taux de reflux .

### III.2-8-2. Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g' = G' + R \quad \text{Eq (III-27)}$$

$$g' \cdot X_{n+1,i} = G' \cdot Y_{ni} + R \cdot X_{RI} \quad \text{Eq (III-28)}$$

On appliquant la loi de levier, on trouve :

$$g' / (Y_{ni} - X_{RI}) = G' / (X'_{n+1,i} - X_{RI}) = R / (Y_{ni} - X'_{n+1,i}) \quad \text{Eq (III-29)}$$

A partir de cette equation , on obtient:

$$\begin{aligned} X_{n+1,i} &= (1/m') \cdot Y_{ni} + (m'-1)/m' \cdot X_{RI} \\ Y &= ((r_b+1)/r_b) \cdot X - (1/r_b) \cdot X_{RI} \end{aligned} \quad \text{Eq (III-30)}$$

On note que:  $r_b = G'/R$  et  $m' = r_b / (r_b + 1)$   
Dont :  $r_b$  taux de rebouillage

### III-2-8-3. Bilan matière de la zone d'alimentation

Phase liquide :  $g_m$  le liquide alimentant la zone d'épuisement

$$g_m = g_k + g_0 = G_k + R \quad \text{Eq (III-31)}$$

$$g_m \cdot X_{mi} = g_k \cdot X_{ki} + g_0 \cdot X_{0i} = G_k \cdot Y_{ki} + R \cdot X_{RI} \quad \text{Eq (III-32)}$$

phase vapeur :  $G_m$  la vapeur alimentant la zone de rectification

$$G_m = G_k + G_0 = g_0 + D \quad \text{Eq (III-33)}$$

$$G_m \cdot Y_{mi} = G_0 \cdot Y_{0i} + G_k \cdot Y_{ki} = g_k \cdot X_{ki} + D \cdot Y_{DI} \quad \text{Eq (III-34)}$$

### III-2-9. Calcul de taux de reflux minimum :

Le reflux minimum est calculé par la relation suivante:

$$\text{Re } f_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{i,j} \times (X_i)_D / \alpha_{i,j} - \theta) \quad \text{Eq (III-35)}$$

Determination de la valeur  $\theta$ :

La valeur  $\theta$  est déterminé par itération successive par la résolution de l'équation suivante car la charge est a son point de bulle ( $(v/l)=0$ ).

La valeur de  $\theta$  est comprise entre les volatilités relatives de la clé légère et la clé lourde:

$$V/L = \sum (\alpha_i \times X_{i \text{ Alim}} / (\alpha_i - \theta)) = 0 \quad \text{Eq (III-36)}$$

Avec :  $\alpha_i$ : la volatilité relative du composé <i> par rapport a une référence qui est

généralement le plus lourd du mélange, dans notre cas c'est le i-C<sub>5</sub> H<sub>12</sub>.

$$\alpha_i = K_i / k_{i\text{-C}_5\text{H}_{12}}$$

$\theta$  : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés  $\alpha_{L,c3} = 2,91$  et

$$\alpha_{L,c4} = 1,5.$$

Le calcul de  $\theta$  se fait par le calcul approximatif suivant:

$$V/L = \sum (\alpha_{L,i} \times X_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \theta)$$

### III-2-10. Calcul de taux reflux optimal:

Généralement le reflux optimal est égale a 1,2 de reflux minimum

### III-2-11. Taux de rebouillage minimal:

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après la formule suivante:

$$-(r_b)_{\min} = \sum \alpha_{L,i} \cdot X_{R,i} / (\alpha_{L,i} - \theta) \quad \text{Eq (III-37)}$$

$$(r_b)_{\min} = \sum \alpha_{L,i} \cdot X_{R,i} / (\theta - \alpha_{L,i})$$

### III-2-12. Taux de rebouillage optimal:

Le taux de rebouilleur optimal est obtenu par la formule suivante :

$$(r_b)_{\text{opt}} = \left[ (D/R)(r_f)_{\text{opt}} + (1 - (v/l)) \cdot L/R \right] - 1 \quad \text{Eq (III-38)}$$

### III-2-13. Efficacite:

A partir la relation de Drickamer et Bradford, on détermine l'efficacité de la colonne :

$$E = 0,17 - 0,616 \log \mu \quad \text{Eq (III-39)}$$



Où  $\mu$  est la viscosité du liquide exprimé en centipoises.

La viscosité absolue  $\mu$  est le produit de la viscosité cinématique  $\nu$  et la densité de

l'alimentation à la température moyenne de la colonne .

$\nu$ : la viscosité cinématique, elle s'exprime en centistokes.

À partir des diagrammes figure A.6 , A.7, on détermine  $\nu_i, \rho_i$  de la composition de la charge à  $T = 66^\circ\text{C}$ .

Avec:

$$\mu_i = \nu_i \cdot \rho_i$$

$$\mu = \sum \mu_i \cdot X_{Li}$$

Eq (III-40)

$$\rho_i^t = \rho_i^{20} - \alpha_i(t-20)$$

$$\alpha_i = 1,828 - 0,00132\rho_i^{20}$$

### III-2-14. Détermination de nombre de plateau minimum ( $S_{\min}$ ):

Le calcul se fait à l'aide de l'équation de Fenske qui est définie par:

$$S_{\min} = (\log sf / \log \alpha_{\text{moy}})$$

Eq (III-41)

$$\text{Dont: } sf = (X_D/X_R)_{cl} \times (X_R/X_D)_{ch}$$

Eq (III-42)

Et :  $\alpha_{\text{moy}}$  = la volatilité moyenne le long de la colonne.

$$\alpha_{\text{moy}} = (\alpha_{\text{tete}} + \alpha_{\text{fond}}) / 2, \quad \alpha_{\text{tete}} = (K_{\text{cl}}/k_{\text{ch}})_{\text{distillat}}, \quad \alpha_{\text{fond}} = (K_{\text{cl}}/K_{\text{ch}})_{\text{residue}} \quad \text{Eq (III-43)}$$

Avec :

$\text{C}_3\text{H}_8$ : constituant cle volatil léger.

$\text{i-C}_4\text{H}_{10}$ : constituant clé lourd.

### III-2-14. Correction de la relation de Fenske:

Fenske suppose que la volatilité relative est constante le long de la colonne mais réellement elle change avec le gradient de température , pour tenir en compte de cette variation on procède a une correction par l'introduction d'un facteur dit celle de Winn( $B_{ij}$ ) définie par:

$$S_{\text{min}} = \ln((X_{\text{D}}/X_{\text{R}})_{\text{cl}} \times (X_{\text{R}}/X_{\text{D}})_{\text{ch}} \times (D/R)^{-b}) / \ln B_{ij} \quad \text{Eq (III-44)}$$

D'ou:

$$(K_{\text{c3}}/k_{\text{ic4}}^b)_{\text{residue}} = B_{ij} \quad \text{Eq (III-45)}$$

$$(K_{\text{C3}}/K_{\text{ic4}}^b)_{\text{distillat}} = B_{ij} \quad \text{Eq (III-46)}$$

### III-2-15. Nombre des plateaux théorique a reflux opératoire

#### III-2-16. Méthodes approximatives

Gilliland a propose une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateau théorique . Si ( $N$ ) est le nombre des plateaux théoriques correspondant a un taux de reflux opératoire ( $r_f$ ) , les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation(

$$K = (r_f - r_{f \text{ min}}) / (r_f + 1) \quad \text{Eq (III-47)}$$

$$K = (N - N_{\text{min}}) / (N + 1) \quad \text{Eq (III-48)}$$

Le nombre de plateau minimal :

$$N_{\text{min}} = \log (X_{\text{DV}} \cdot X_{\text{RL}} / X_{\text{DL}} \cdot X_{\text{RV}}) / \log (\alpha_{\text{v}} / \alpha_{\text{l}}) \quad \text{Eq (III-49)}$$

Avec V: Volatil

L: Lourd.

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification et d'épuisement est fixé par l'application de <<Fenske- Under Wood >> Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu .

- zone de rectification

$$N_{Rmin} = \log (X_{DV} \cdot X_{LL} / X_{DL} \cdot X_{LV}) / \log (\alpha_V / \alpha_L) \quad \text{Eq (III-50)}$$

- Zone d'épuisement

$$N_{Emin} = \log (X_{LV} \cdot X_{RL} / X_{LL} \cdot X_{RV}) / \log (\alpha_V / \alpha_L) \quad \text{Eq (III-51)}$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière ou dans chacune des deux zones, peut être calculé par l'application de la méthode <<Gilliland>>

$$N - N_{min} / N + 1 = f (rf_{OP} - (rf)_{min} / rf_{OP} + 1) \quad \text{Eq (III-52)}$$

D'après la valeur de : K

On tire du diagramme de Gilliland la valeur de :  $K' = N - N_{min} / N + 1$  qui nous permet de calculer N . (voir la figure A-5) Eq (III-53)

### III-2-17. Bilan thermique de la colonne

La réalisation de bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant de condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et de rebouilleur.

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$Q_i = I \cdot h_i \quad \text{Eq (III-54)}$$

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \quad \text{Eq (III-55)}$$

Avec :

$$h_L = e_0 \cdot H_0 + (1 - e_0) \cdot h_0 \quad \text{Eq (III-56)}$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_l) + R \cdot (h_R - h_l) \quad \text{Eq (III-57)}$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \quad \text{Eq (III-58)}$$

**III-2-18. Dimensionnement de la colonne de dépropaniseur:**

**III-2-18-1. Les données nécessaires pour le dimensionnement de la colonne sont:**

- Vapeur:

$Q_V$ : débit volumique du charge vapeur en (m<sup>3</sup>/h).

$\rho_V$ : la masse volumique du charge vapeur en (kg/m<sup>3</sup>).

- Liquide:

$\rho_L$ : la masse volumique du liquide en kg/m<sup>3</sup>.

$Q_L$ : débit volumique du charge liquide en (m<sup>3</sup>/h).

Le dimensionnement de la colonne consiste a utiliser la méthode de Glitsh:

**III-2-18-2. Calcul de la charge vapeur(V): Eq**

$$V = Q_V \times V(\rho_V / \rho_L - \rho_V) \quad \text{(III-59)}$$

**III-2-18-3. Estimation du diamètre minimal(Dm):**

A partir de la figure(6-12), on détermine  $D_{min}$ :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_L = \\ Q_V = \\ \text{plateau a une seul passe} \end{array} \right. \Rightarrow D_{min} = \quad \text{Eq (III-60)}$$

Le facteur de moussage F est égale a 1 pour un produit hydrocarbure non moussant donc F =1.

**III-2-18-4. Calcul du longueur de parcourt des liquides(LW):**

$$L_W = (0,75 \times D_{min}) / N_p \quad \text{Eq (III-61)}$$

**III-2-18-5. Calcul de facteur de capacité (C):**

$$C = C^* \cdot F_S / F_S: \text{facteur d'engorgement} = 0,85 \quad \text{Eq(III-62)}$$

De la figure 6-13 du Data book vol 1 on determine  $C^*$

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_v = \\ t = 24' \end{array} \right. \Rightarrow C^* = \quad \text{Eq(III-63)}$$

D'ou:

$$C = C^* \cdot F_S = \quad \text{Eq(III-64)}$$

**III-2-18-6. Calcul de l'air active minimale (Aamin):**

$$Aa_{\min} = (V + 1,36 \cdot Q_L \cdot L_W) / C \cdot F_S \quad \text{Eq (III-65)}$$

**III-2-18.7. Calcul du vitesse de descente ideal dans le diversoire :**

$V_d$  est donne par la relation suivante:

$$V_d = V_d^* \cdot F \quad \text{Eq(III-66)}$$

$V_d^*$  : est déterminé à partir de la figure 6-14 du Data book vol 1:

$$\left\{ \begin{array}{l} t = \\ \rho_l - \rho_v = \end{array} \right. \Rightarrow V_d^* = \quad \text{Eq (III-67)}$$

**III-2-18-8. Calcul de l'aire de descente (Admin):**

$$Ad_{\min} = Q_l / V_d \cdot F_S \quad \text{Eq (III-68)}$$

On a :  $Ad_{\min}$  est < a 11% de  $Aa_{\min}$  , donc l'aire de la colonne est :

$$At = Aa_{\min} + 2 \cdot Ad_{\min} \quad \text{Eq (III-69)}$$

**III-2-18-9. Calcul du diamètre de la colonne (D):**

$$At = \pi D^2/4 \quad \Rightarrow D = \sqrt{4 \cdot At/\pi} = \text{Eq (III-70)}$$

**III-2-18.10. Calcul du hauteur de la colonne (H):**

$$H = N \cdot T + C_{ST} \quad \text{Eq (III-71)}$$

$N = (S) = 30$  plateaux.

T: espacement entre plateaux = 24''

$C_{st} = 2\text{m}$ (pour la zone d'alimentation) + 1m(en haut) + 1m(en bas) = 4m

**III.3. Application à la colonne de dépropaniseur****III.3.1. Introduction:**

Dans cette partie, on étudie la conception de la colonne de dépropaniseur en but d'optimiser les paramètres de marche afin de produire le maximum de propane à partir de GPL qui nous prendrons comme charge, pour satisfaire la demande de NAFTAL en gaz de propane pour la consommation local. On base dans la partie calcul sur deux méthodes:

- Le premier on prend le GPL qui vient du colonne de débutaniseur comme charge pour la colonne de dépropaniseur qui suit directement ce dernier.
- Le deuxième on essaye de fractionner le propane au haut de la colonne de débutaniseur et le condensat au fond.

On va initialiser avec le premier méthode on prend le GPL comme charge

- Données:
  - La charge: 15000 kg/h.
  - Temperature: 66°C.
  - Press ion: 17.2 bar.
  - Densité: 470 kg/m<sup>3</sup>.

III.3.2. Proposition du colonne de dépropaniseur et sa calcul:

III.3.2.1. Bilan matière du dépropaniseur:

Etant donne que les concentrations admises de i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le distillat Y<sub>DI</sub>C<sub>4</sub>=0,0135; et C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dans le résidu X<sub>RC3</sub>=0,04.

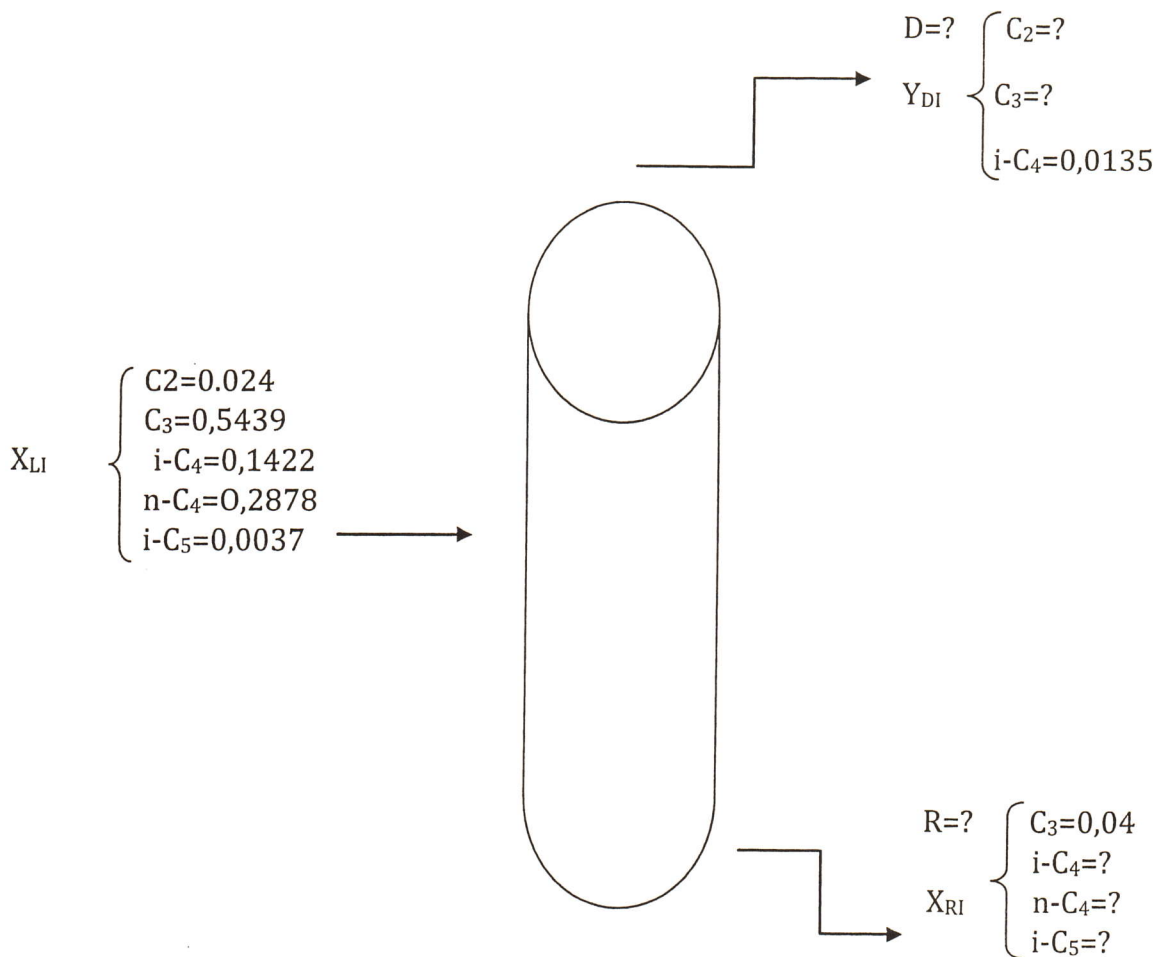


Figure (III-1): bilan matière du dépropaniseur

Dont:

$$X'_{Li} = (X_{Li} \cdot M_i) / M_{moy}$$

$$M_{moy} = \sum M_i X_{Li}$$

D'après le calcul on trouve:  $M_{moy} = 49,81 \text{ kg/kmol}$

Tableau (III-1) Compositions et débit massique et molaire de la charge

constituant	Masse molaire (Mi) (g/mole)	Composition molaire (Xi)	$M_i X_{Li}$	Composition massique ( $X'_{Li}$ )	Débit	
					Massique (kg/h)	Molaire (mol/h)
C2H6	30	0,0224	0,672	0,0135	202,5	6,745
C3H8	44	0,5439	23,931	0,4805	7207,5	163,79
i-C4H10	58	0,1422	8,247	0,1656	2484	42,822
n-C4H10	58	0,2878	16,692	0,3351	5026,5	86,668
i-C5H12	72	0,0037	0,266	0,0053	79,5	1,115
$\Sigma$		1	49,81	1	15000	301,14

D'après les données de départ, le débit de la charge est égale a  $L=15000 \text{ kg/h}$  et  $301,14 \text{ k mol/h}$ .

Par la suite, pour la commodité, on fera le calcul pour  $100 \text{ k mol/h}$  de charge et On appelle  $L'$ .

On supposons que le  $C_2H_6$ ,  $n-C_4H_{10}$  et le  $i-C_5H_{12}$  sont pratiquement absents dans le

résidu et dans le distillat. C-a-dire:  $X_{RC2} = Y_{DiC5} = Y_{Dnc4} = 0$ .

A partir d'équations (III-21) et (III-22) on a :

Tableau (III-2): bilan matière du dépropaniseur

N	composant	$L' X_{Li} = D' Y_{i1} + R' X_{Ri}$	A . N
1	ethane	$L' X_{LC2} = D' Y_{DC2} + R' X_{RC2}$	$2,24 = D' Y_{DC2}$
2	propane	$L' X_{LC3} = D' Y_{DC3} + R' X_{RC3}$	$4,39 = D' Y_{DC3} + (100-D) 0.04$
3	i-butane	$L' X_{LiC4} = D' Y_{D,ic4} + R' X_{R,ic4}$	$14,22 = D \cdot 0,0135 + (100-D') X_{R,ic4}$
4	n-butane	$L' X_{L,NC4} = D' Y_{D,NC4} + R' X_{R,NC4}$	$14,22 = D \cdot 0,0135 + 28,78 (100-D') X_{R,ic4} = (100-D') X_{R,nc4}$
5	i-pentane	$L' X_{L,ic5} = D' Y_{D,ic5} + R' X_{R,ic5}$	$0,37 = (100-D) X_{R,ic5}$

La somme des équations (3) et (4) et (5) on obtient:

$$43,37 = D \cdot 0,135 + (100-D)(X_{R,ic4} + X_{R,nc4} + X_{R,ic4}) \quad (6)$$

Dans le fond du colonne on a:

$$X_{R,ic4} + X_{R,nc4} + X_{R,ic5} = 1 - X_{R,C3}$$

Du équation (6) on a:



$$43,37=0,0135D'+(100-D')0,96 \quad D'=52,63/0,9465 =55,605\text{Kmol/h.}$$

Pour une quantité du charge L=301,14kmol/h on trouve D=167,4489 k mol/h.

La masse moyenne du distillat:  $M_{D,moy}=43,624\text{kg/kmol}$

**Tableau (III-3) :Compositions et debits massiques et molaires du distillat**

constituants	Masse molaire (M <sub>i</sub> ) (g/mol)	Fraction molaire (Y <sub>i</sub> )	M <sub>i</sub> Y <sub>Di</sub>	Fraction massique (Y' <sub>i</sub> )	Debit	
					Massique (kg/h)	Molaire (kmol/h)
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0403	1,209	0,0277	202,343	6,748
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	58	0,9462	41,632	0,9543	6970,966	158,44
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0135	0,783	0,018	131,486	2,261
Σ	/	1	43,624	1	7304,795	167,449

De l'équation (III-21) on a:

$$R'=L'-D' \quad R'=100-55,605=44,395$$

La masse moléculaire moyenne du résidu est de:  $M_{R,moy}=57,556\text{kg/kmol}$ .

Pour une quantité du charge L=301,14 on trouve R=133,691 kmol/h

**Tableau (III-4) :Compositions et les débits massiques et molaires de residu**

constituants	Masse molaire (M <sub>i</sub> )	Fraction molaire (X <sub>Ri</sub> )	M <sub>i</sub> X <sub>Ri</sub>	Fraction massique (X' <sub>Ri</sub> )	Débit	
					Massique (kg/h)	Molaire (mol/h)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,04	1,76	0,0306	235,458	5,348
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,3034	17,597	0,3057	2352,275	40,562
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,6483	37,601	0,6533	5026,96	86,672
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0083	0,598	0,0104	80,025	1,109
Σ	/	1	57,556	1	7694,719	133,691

### III-3-2-2. Les coefficients d'équilibre au ballon de reflux

Les coefficients d'équilibre K<sub>i</sub> sont trouves d'après le nomogramme de Jenny et Scheibel (figureA-1), sachant que la pression est : P<sub>b</sub>=16,85 bar et selon l'équation (III-1) et (III-15) on a:

Tableau (III-5): Les coefficients d'équilibre au ballon de reflux

N <sup>o</sup>	constituants	X <sub>D,i</sub> =Y <sub>D,i</sub>	P=16,85bar et T=51C	
			K <sub>i</sub>	X <sub>D,i</sub> .K <sub>i</sub>
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0403	2,6	0,10478
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,9462	0,95	0,89889
3	I-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0135	0,5	0,00675
	Σ	1	-	1,01042

### III.3.2.3. les coefficients d'équilibre k<sub>i</sub> au fond de la colonne

D'après le diagramme de Jenny et Scheibel (figure A-1), sachant que la pression: P<sub>R</sub>=17,35 bar et selon la loi (III-1) et (III-15) on a:

Tableau (III-6): les coefficients d'équilibre k<sub>i</sub> au fond de la colonne

N <sup>o</sup>	constituants	fraction molaire (X <sub>R,i</sub> )	P=17,35bar et T=98 <sup>o</sup> C	
			K <sub>i</sub>	X <sub>R,i</sub> .K <sub>i</sub>
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0	-	0
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,04	1,95	0,078
3	I-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,3034	1,1	0,33374
4	n-c <sub>4</sub> h <sub>10</sub>	0,6483	0,89	0,576987
5	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0083	0,48	0,003984
	Σ	1		0,992701

**III.3.2.4. Les volatilités relatives:**

Salon l'équation (III-3) on obtient:

**Tableau (III-7): Constantes d'équilibre de la zone de rectification**

N	CONSTITUANTS	K	T=54C , P=17,05 bar	
			$\alpha_{DI}$	$\alpha_{im}$
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,6	5,2	5,1
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	95	1,9	1,92
3	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5	1	1
4	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,38	0,76	0,77
5	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,175	0,35	0,5

Selon l'équation (III-4) on obtient:

**Tableau (III-8): Constantes d'équilibre du zone d'épuisement**

N	CONSTITUANTS	K	T= 98C , P= 17,35 bar	
			$\alpha_{RI}$	$\alpha_{im}$
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,7	4,27	4,63
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,95	1,77	1,86
3	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,1	1	1
4	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,89	0,81	0,79
5	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,48	0,43	0,54

**III.3.3. Détermination de nombre de plateau minimum(S<sub>min</sub>):**

On basant dans ce calcul sur l'équation (III-41) et (III-42) ,(III-43) on trouve :

$$S_f = (0,9462/0,04) \times (0,3034/0,0135) = 531,622$$

$$\alpha_{tete} = (K_{C3}/K_{ic4})_{distillat} = (0,95/0,5) = 1,9$$

$$\alpha_{fond} = (K_{cl}/k_{ch})_{residue} = (1,95/1,1) = 1,772$$

$$\alpha_{moy} = (\alpha_{tete} + \alpha_{fond}) / 2 = (1,9 + 1,772) / 2 = 1,836.$$

$$S_{min} = (\log S_f / \log \alpha_{min}) = 2,725 / 0,2638 = 10,32 \sim 11 \text{ plateau.}$$

**III.3.3.1. Correction de la relation de Fenske:**

Au niveau du ballon de reflux et à partir d'équation (III-45) et (III-46) on a:

$$(K_{C3}/K_{ic4}^b)_{distillat} = B_{ij} \quad (0,95/0,5^b) = B_{ij}$$

Au niveau de rebouilleur:

$$(K_{c3}/k_{ic4})_{\text{residue}}=B_{ij} \quad (1,95/1,1^b)=B_{ij}$$

On fait égalité (1) et (2) et on obtient:

$$(0,95/0,5^b)=(1,95/1,1^b)$$

$$(0,95/1,95)=(0,5/1,1)^b \quad \ln(0,95/1,95)=b \ln(0,5/1,1)$$

$$b=\ln(0,95/1,95)/\ln(0,5/1,1)=(0,719285/0,788587)=0,912.$$

$$B_{ij}=1,7877$$

À partir d'équation (III-44) on a:

$$S_{\min}=\ln((0,9462/0,04) \times (0,3034/0,015)^{0,912} \times (167,4/133,691)^{-0,912})/\ln(1,7877)=9,97 \sim 10 \text{ plateau}$$

### III.3.3.2. Calcul de reflux minimum :

à partir d'équation (III-36)

$$\text{Pour } V/L=\sum V_i/L_i=-0,002$$

Les résultats trouvés sont consignés dans le tableau suivant:

**Tableau (III-9): Les résultats des  $V/L=\sum(\alpha_i \cdot X_{i\text{alim}}/\alpha_i - \theta)=0$**

compositions	charge			Pour: $\theta=1,75$
	%Xi	$K_i$	$\alpha_i=K_i/0,36$	$V/L=\sum(\alpha_i \cdot X_{i\text{alim}}/\alpha_i - \theta)=0$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0224	2,8	7,77	0,0289
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5439	1,05	2,91	1,3637
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1422	0,54	1,5	-0,84
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2878	0,42	1,16	-0,55
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0037	0,36	1	-0,0049
TOTAL	1			-0,0023 ≈ 0

D'où la valeur de  $\theta$  est de 1,75 pour que l'équation (III-35) devient égale à Zero.

Calcul de reflux minimum :

$$Re_{\min}+1=(7,77 \cdot 0,0403/7,77-1,75)+(2,91 \cdot 0,9462/2,91-1,75)+(1,5 \cdot 0,0135/1,5-1,75)=2,344665.$$

$$Re_{\min}=2,344665-1=1,344665.$$

### III.3.3.3. Calcul de reflux optimal:

Généralement le reflux optimal est égale à 1,2 de reflux minimum:

$$Re_{\text{opt}}: 1,2 \times 1,344=1,6128.$$

**III.3.3.4. Taux de rebouillage minimal:**

À partir d'équation(III-37) on obtient:

$$(r_b)_{\min} = 3,00576$$

**III.3.3.5 Taux de rebouillage optimal:**

A partir du (III-38) on obtient :

$$(r_b)_{\text{opt}} = 3,277$$

**III.3.4. Efficacité:**

À partir d'équation (III-39) et (III-40) on obtient:

les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

**tableau (III-10): la viscosite cinematique , absolue et la densite del'alimentation.**

constituants	$v_i$	$\rho_i^{20}$	$\alpha_i$	$\rho_i^{66}$	$X_{Li}$	$\mu_i$	$\mu_i \cdot X_{Li}$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,12	358	1,3554	0,297	0,0224	0,03465	7,76E-04
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,18	501	1,1666	0,448	0,5439	0,08064	0,0438
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,24	558	1,0914	0,51	0,1422	0,1224	0,0174
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,24	580	1,0642	0,54	0,2878	0,1296	0,0372
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,28	620	1,0096	0,57	0,0037	0,1596	5,90E-04
$\Sigma$	\	\	\	\	1	\	0,0997

Donc on peut calculer l'efficacité:

$$E = 0,17 - 0,616 \log \mu$$

$$E = 0,786$$

**III-3-5. Nombre de plateaux theorique par la methode de Gilliland :**

- o La zone d'épuisement:

on fait ce calcul de base sur l'équation(iii-51) on obtient :

$$N_{Emin} = 5,7228$$

D'après l'équation (III-47) et (III-48) on obtient :

$$K = 0,102$$

D'après le diagramme de Gilliland , figure A.5 on a :

$$K' = 0,54$$

On trouve le nombre de plateau theorique :

$$N_E = 13,97 \approx 14 \text{ plateaux}$$

En tenant compte l'efficacité des plateaux dans la zone d'épuisement 0,78 on trouve :

$$N_{E \text{ reel}} \approx 18 \text{ plateaux}$$

- o La zone de rectification:

$$N_{Rmin} = 3,6386$$

D'après le diagramme de Gilliland on a :  $K' = 0,54$

$$N_R = 9,0839$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux dans la zone de rectification  $E = 0,83$  le nombre de plateaux dans cette zone.

$$N_{R \text{ reel}} \approx 12 \text{ plateaux}$$

Donc on peut déduire le nombre total du plateaux dans la colonne :

$$N_T = N_R + N_E$$

$$N_T = 12 + 18 = 30 \text{ plateaux}$$

Le nombre du plateaux est 30, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation.

### III-3-6. Determination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

Les enthalpies des phases respectives sont déterminées par les graphes d'Engineering Data Book ,(l'enthalpie en fonction de la pression , la temperature et la masse moleculaire ). < voir A.2 et A.3 >

tableau (III-1): les enthalpies des phases vapeurs et liquides

		données			résultats		
		pre(bar)	Temper(F <sup>0</sup> )	M.molé(g/mol)	h <sub>d</sub> (BTU/LB)	h <sub>d</sub> (kcal/kg)	h <sub>d</sub> (kcal/kmol)
la charge	vapeur	17,2	131	46,47	130	72,072	3349,185
	liquide	17,2	131	49,81	25	13,86	690,37
distillat	vapeur	17,05	129,25	43,624	155	86,025	3760,049
	liquide	16,85	123,8	43,624	19	10,545	461
residu	liquide	17,35	208	57,556	68	37,74	2168,05
H <sub>R</sub>	vapeur	17,35	208	56,8544	179	99,345	5648,76
h <sub>l</sub>	liquide	17,25	204,8	56,826	68	99,345	2149,82

o Enthalpie de la charge d'alimentation h<sub>L</sub>

o

e<sub>0</sub>=-0,0023 (molaire), a partir d'équation (III-55) :

$$h_L = 684,25 \text{ kcal/kmol}$$

o Enthalpie des vapeurs (G<sub>R</sub>) sortant de rebouilleur H<sub>R</sub>

Connaissant la composition du residu, la composition de la vapeur provenant du rebouilleur est par la formule suivante :

$$Y_{RI} = (\alpha_{mi} \cdot X_{RI}) / \sum \alpha_{mi} \cdot X_{RI}$$

Les résultats dans le tableau suivant :

N	CONSTITUANT	M <sub>I</sub>	X <sub>RI</sub>	α <sub>mi</sub>	α <sub>mi</sub> ·X <sub>RI</sub>	Y <sub>RI</sub>	M <sub>I</sub> ·Y <sub>RI</sub>
1	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0.04	1.86	0.0744	0.0831	3.65
2	I-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.3034	1	0.3034	0.339	19.662
3	N-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.6483	0.79	0.512	0.572	33.176
4	I-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0.0083	0.54	0.0045	0.005	0.36
Σ			1		0.8943	0.991	56.848

o Enthalpie des liquides (gl) entrant le rebouilleur h<sub>l</sub>

La composition du liquide décent du premier plateau est déterminé par l'équation suivante :

$$X_i = Y_{Ri}/m + (m-1)X_{Ri}/m$$

Les résultats sont données dans ce tableau :

**tableau (III-13): La composition du liquide decant du premier plateau**

N	CONSTITUANTS	$Y_{Ri}$	$Y_{Ri}/m$	$X_{Ri}$	$(m-1)X_{Ri}/m$	$X_{Li}$
1	$C_3H_8$	0,0831	0,0636	0,04	0,0093	0,0729
2	$i-C_4H_{10}$	0,339	0,259	0,3034	0,071	0,33
3	$n-C_4H_{10}$	0,572	0,438	0,6483	0,15	0,588
4	$i-C_5H_{12}$	0,005	0,0038	0,0083	0,0019	0,0057
	$\Sigma$	1	-	1		0,9966

Dont :

$$m = (r_b + 1)/r_b$$

$$m = (3,277 + 1)/3,277$$

$$m = 1,305$$

o Données :

La température de ce liquide est déterminé par le diagramme de Jenny et Scheibel . On a:

$$K_{ic4(r)} = 1/\sum \alpha_{mi} \cdot X_{Ri}$$

$$K_{ic4(r)} = 1,19$$

o Débit de reflux froid alimentant la colonne

Le débit de reflux liquide :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D$$

$$g_x = 1,6128 \cdot 167,449$$

$$g_x = 270,062 \text{ kmol/h}$$

o Le débit de vapeur provenant de rebouilleur

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R$$

$$G_R = 3,2776 \cdot 133,691$$

$$G_R = 438,185 \text{ kmol/h}$$

Le taux de reflux étant proportionnel au taux de rebouillage, en fixant la valeur de

$G_R = 438,185 \text{ kmol/h}$  par l'équation :

$$g'_x = \{G_R(H_R - h_1)/(H_D - h_D)\} - \{(R \cdot h_R + D \cdot H_D - L \cdot h_L)/(H_D - h_D)\}$$



A N:

$$g_x = \{438,185 \cdot (5648,76 - 2149,82) / (3760,049 - 461)\} - \{(133,691 \cdot 2168,05 + 167,449 \cdot 3760,049 - 301,14 \cdot 684,25) / (3760,049 - 461)\}.$$

$$g_x' = 248,48 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Donc : } r_{\text{freel}} = g_x' / D$$

$$r_{\text{freel}} = g_x' / D$$

$$r_{\text{freel}} = 1,4837.$$

### III-3-7. Bilan thermique de la colonne

#### III-3-8. Calcul des charges thermiques du condenseur et de rebouilleur

D'après l'équation (III-54) on a:

- Charge thermique de l'alimentation  $Q_L$

$$Q_L = 301,14 \cdot 684,25$$

$$Q_L = 206055,045 \text{ kcal/h}$$

- Charge thermique de distillat  $Q_D$

$$Q_D = 167,449 \cdot 461$$

$$Q_D = 77193,989 \text{ kcal/h}$$

- Charge thermique de résidu  $Q_R$

$$Q_R = 133,691 \cdot 2168,05$$

$$Q_R = 289848,77 \text{ kcal/h}$$

- Charge thermique de condenseur  $Q_C$

$$Q_C = (167,449 + 248,48) \cdot (3760,049 - 461)$$

$$Q_C = 1372170,152 \text{ kcal/h}$$

- Charge thermique fournie par le rebouilleur  $Q_{Rb}$

$$Q_{Rb} = 438,185(5648,76 - 2149,82) + 133,691(2168,05 - 2149,82)$$

$$Q_{Rb} = 1535620,21 \text{ kcal/h}$$

- Verification le bilan

$$Q_L + Q_{Rb} = 206055,045 + 1535620,21 = 1741675,255 \text{ kcal/h}$$

$$Q_D + Q_R + Q_C = 77193,989 + 289848,77 + 1372170,152$$

$$= 173921$$

Avec une divergence :

$$\% \Delta = (1741675,255 - 1739212,911) / 1741675,255$$

$$= 0,141 \%$$

### III-3-9. Dimensionnement de la colonne de dépropaniseur:

tableau (III-14): Les données nécessaires pour le dimensionnement de la colonne sont :

caractéristique s	masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )		débit massique (kg/h)		espacement t(inch)	Facteur d'engor F <sub>s</sub>	n.de passe N
	ρ <sub>v</sub>	ρ <sub>l</sub>	Q <sub>v</sub>	Q <sub>l</sub>			
valeurs	40,97	451,69	22129,15	21074,5	24	0,85	1

Le dimensionnement de la colonne consiste à utiliser la méthode de Glitsch

#### III-3-9-1. Calcul de la charge vapeur(V):

Selon l'équation (III-59) on a:

$$V = 540 \cdot \sqrt{(40,97/451,69 - 40,97)}$$

$$V = 0,046 \text{ m}^3/\text{s}$$

#### III-3-9-2. Estimation du diamètre minimal(D<sub>min</sub>):

A partir de la figure(6-12), on détermine D<sub>min</sub>:

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_l = 0,012 \text{ m}^3/\text{s} \\ Q_v = 0,15 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{plateau a une seul passe} \end{array} \right. \Rightarrow D_{\min} = 1,43 \text{ m}$$

Le facteur de moussage F est égale à 1 pour un produit hydrocarbure non moussant donc F = 1.

#### III-3-9-3. Calcul du longueur de parcourt des liquides(L<sub>w</sub>):

Selon l'équation (III-61) on obtient :

$$L_w = (0,75 \cdot 1,43) / 1$$

$$L_w = 1,072 \text{ m}$$

**III-3-9-4. Calcul de facteur de capacité (C):**

Selon l'équation (III-64) on a :

$C = C^* \cdot F_S / F_{S_0}$ : facteur d'engorgement = 0,85

De la figure( 6-13) du Data book vol 1 on détermine  $C^*$

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_v = 40,97 \\ t = 24' \end{array} \right. \Rightarrow C^* = 0,125 \text{ m/s}$$

selon l'équation (III-62) et (III-63) on a :

$$C = 0,125 \cdot 0,85$$

$$C = 0,106 \text{ m/s}$$

**III-3-9-5. Calcul de l'aire active minimale ( $A_{amin}$ ):**

Selon l'équation (III-65) on obtient :

$$A_{amin} = (0,046 + 1,36 \cdot 0,012 \cdot 0,915) / 0,106 \cdot 0,85$$

$$A_{amin} = 0,67 \text{ m}^2.$$

**III-3-9-6. Calcul de vitesse de descente idéal dans le déversoir :**

Selon l'équation (III-66) et (III-67) on obtient :

$$\left\{ \begin{array}{l} t = 24'' \\ \rho_l - \rho_v = 410,72 \text{ kg/m}^3 \end{array} \right. \Rightarrow V_d^* = 0,135 \text{ m/s}$$

**III-3-9-7. Calcul de l'aire de descente ( $A_{dmin}$ ):**

Selon l'équation (III-68) on a :

$$A_{dmin} = 0,012 / 0,135 \cdot 0,85 = 0,105 \text{ m}^2$$

On a :  $A_{dmin}$  est < a 11% de  $A_{amin}$  , donc l'aire de la colonne est :

Selon l'équation (III-69) on a :

$A_t = 0,88 \text{ m}^2$ .

**III-3-9-8. Calcul du diamètre de la colonne (D):**

Selon l'équation (III-70) on a :

$D = 1,058 \text{ m}$

**III-3-9-9. Calcul du hauteur de la colonne (H):**

Selon l'équation (III-71) on a :

$N = (S) = 30$  plateaux.

$C_{st} = 2 \text{ m}$  (pour la zone d'alimentation) +  $1 \text{ m}$  (en haut) +  $1 \text{ m}$  (en bas) =  $4 \text{ m}$

D'ou:

$H = 22,3 \text{ m}$ .

On prend un over design de 10 % pour une surcharge eventuelle:

Le hauteur (H) devient :  $H = 24,53 \text{ m}$ .

# Chapitre IV

Simulation et dimensionnement d'un depropaniseur  
par simulateur (Hysys)

## Chapitre IV. Simulation et dimensionnement d'un dépropaniseur par simulateur (hysys)

### IV.1. Introduction:

La simulation de procédé est devenue une pratique courante qui fait ses preuves dans l'industrie chimique et en particulier dans l'industrie pétrolière. Les programmes développés sont devenus des logiciels puissants permettant de réaliser rapidement les calculs de bilans.

### IV.2. Etapes de simulation d'un procédé:

Pour simuler un procédé en génie de procédé par HYSYS, il est impératif de suivre les étapes suivantes:

- introduction de données(constituant, ses fractions,...etc).
- choix du modèle thermodynamique.
- choix des appareils (type, dimensions, direction).
- choix de système d'unité.
- lancement de la simulation.
- impression des résultats.

### IV.3. Simulation

Dans cette étude nous avons effectué des calculs de simulation de l'unité en hiver par le moyen de logiciel HYSYS. En effet ce logiciel est le plus utilisé pour ce genre de procédés, car il est orienté vers l'industrie pétrolière. Nous avons également opté pour le modèle thermodynamique SRK. Les données de base que nous avons utilisées, sont celles du constructeur.

### IV.4. Résultats obtenus:

Dans notre calcul on utilise seulement deux équipes, qui permettent d'optimiser une part essentielle pour produire une grande quantité de propane avec bonne qualité. Pour le premier

fois, on propose une colonne de dépropaniseur qui fractionner le propane au tête du colonne avec certain pureté et l'autre au fond du colonne. Le deuxième présente la colonne du débutaniseur, on essaye de fractionner le propane au tête de colonne, le GPL au milieu et le résidu au fond.

#### **IV.5. *short cut:***

C'est un colonne de distillation qui nous le donnons des petites informations, après la simulation on obtient beaucoup des résultats qui nous a besoin d'elles pour le deuxième équipement. Les résultats sont données dans le tableau suivant:

A partir de ces résultats on propose une installation du colonne de dépropaniseur bien déterminé de tous les cote : diamètre bien precise, une quantité de chaleur croyable, condition de marche bien adapte (T, P,...etc.).

#### **IV.6. *Colonne de distillation:***

Ce genre de colonne est très simple, il se base sur les informations du 1er équipement (short cut) comme (T, P, E...etc.), en premier étape on va entre les données d'alimentation qui est le meme alimentation avec 1er équipement .

tableau(IV.1):les compositions et les caracteristiques du differents fractionnements

compositions et caracteristiques	alimentati fr.molai%	distillat fr.molai%	residu fr.molai%
ethane( $C_2H_6$ )	0,0224	0,0402	0
propane( $C_3H_8$ )	0,5439	0,9483	0,04
i-butane( $i-C_4H_{10}$ )	0,1422	0,0135	0,3046
n-butane( $n-C_4H_{10}$ )	0,2878	0,0031	0,6471
i-pentane( $i-C_5H_{12}$ )	0,0037	0	0,004
debit molaire(kmole/h)	301,14	168	133,14
temperature( $^{\circ}C$ )	66	45,32	98,79
pression(bar)	17,2	16,85	17,35
taux de reflux(max/min)		1,83/1,691	
n.de platea(min/actue)	11/30		
enthalpie(kj/kmole)	-1,26e+05	-1,17e+05	-1,37e+05
poid molecu(kg/kmol)	49,918	43,776	57,68

même valeurs de (T,P), du (short cut), on prend le debit distillat et le taux de reflux minimum et maximum.

Au debit de simulation, on a obliger de préciser l'étage d'entre d'alimentation; a cause de ca nous allons fait une itération du nombre d'étage d'entre d'alimentation et on prend l'étage qui réalise le petite quantité de chaleur fournie.

Les résultats données dans ce tableau.



tableau(IV.2):enthalpie quelque stage

n.d'etage	enthalpie(kj/kmol)		
	aliment	distillat	residu
12	-1,26e+05	-1,17e+05	-1,37e+05
13	//	//	//
14	//	//	//
15	//	//	//
16	//	//	//
17	//	//	//
18	//	//	//
19	//	//	//
20	//	//	//

On remarque que tous les étages ont la même valeur d'enthalpie dans tous les soutirages, on préfère de choisir le 15eme etage parce que la température dans ce étage est très proche au température d'alimentation a l'entre.

**tableau(IV.3): Les resultats du colom distillation sont donnees dans le tableau suivant:**

compositions caracteristiques	et			
		alimentati fr.molai%	distillat fr.molai%	residu fr.molai%
ethane( $C_2H_6$ )		0,0224	0,0402	0
propane( $C_3H_8$ )		0,5439	0,9448	0,04
i-butane( $i-C_4H_{10}$ )		0,1422	0,0135	0,304
n-butane( $n-C_4H_{10}$ )		0,2878	0,0015	0,6477
i-pentane( $i-C_5H_{12}$ )		0,0037	0	0,0084
debit molaire(mole/h)		301,14	167,7	133,4
temperature(c)		66	45,25	98,8
pression(bar)		17,2	16,85	17,35
taux de reflux(max/min)			1,83/1,691	
n.de platea(min/actue)		- /30		
enthalpie(kj/kmole)		-1,26e+05	-1,17e+05	-1,37e+05
poid molecu(kg/kmol)		49,918	43,743	57,68
diametre du colon(m)		1,5	1,193(cond)	1,193(rebou)

Avec le (HYSYS) et le module thermo dynamique (SRK), on obtient des paramètres bien précises et il nous donne une possibilité de construire cette unité sur site de Oued Nommer.

## IV.7. colonne distillation (débutaniseur):

On prend comme charge le distillat du colonne du dééthaniseur a tel température et pression, nous fixons l'étage d'entre d'alimentation et le diamètre et tous les équipements accessoires de ce colonne, parce que ce colonne est sur site au marche, on ne peut pas modifier les paramètres précédentes, on a l'espace de jouer sur l'étage du fractionnement du GPL, les conditions du pureté reste le même, on fait la simulation de ce colonne et on réalise les conditions pour l'étage de fractionnement de GPL égale a 23.

Les données d'alimentation dans le tableau suivant:

tableau(IV.4): les resultats Apres la simulation on obtient :

compositions et caractéristiques	alimentation fr.molai?	distillat fr.molai?	residu fr.molai?	gpl fr.molai?
éthane(C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	1,54	0,1052	0	/
propane (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	39,21	0,8948	0	/
i-butane(C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	12,59	0	0,0652	/
n-butane(C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	18,21	0	0,3327	/
i-pentane(C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	11,02	0	0,2331	/
n-pentane(C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	11,62	0	0,2458	/
hexane(C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> )	4,1	0	0,0869	/
hiptane(C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> )	1,4	0	0,0297	/
octane (C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> )	0,31	0	0,0065	/
nombre d'étage	15	tête	fond	23
débit molaire (mole/h)	305,995	44,7	143,5	117,8
température(c)	85	34,83	123	51,97
pression (bar)	14	13,5	14,5	14,09
taux de reflux (min)		0,8948		
diamètre du colon(m)	1,5	1,193(cond)	1,193(rebou)	1,5
poids molecu(kg/kmol)	57,282	42,622	68,898	48,697
n. plateau(actuel)	38			
enthalpie (kj/kmole)	-1,31e+05	-1,03e+05	-1,51e+05	-1,27e+05

On observe dans ces résultats que la pureté est moindre que 96%, et le diamètre va être 1,5m, au site le diamètre actuel égale 1,36m ce qui implique que cette proposition est fautive.

#### **IV.8. Conclusion:**

Durant notre formation à l'université, nous avons pu acquérir une base théorique sur les procédés de génie de procédé, qui a été complétée par une formation pratique au niveau du champ de Oued Nommer.

L'un des objectifs assignés à la commercialisation des GPL en Algérie a toujours été de satisfaire la demande importante intérieure, cela est assuré par l'entreprise de raffinage et de distribution des produits pétroliers, qui contrôle le monopole de programme de réalisation des stations de distribution et des centres de conversion.

Sur la base de données du service d'exploitation de Oued Noumer la demande en GPL, en propane et butane est en voie de croissance rapide, il faut souligner qu'il y a actuellement un déficit entre l'offre et la demande en propane et butane. Pour assurer ces besoins, il est nécessaire d'installer une section de dépropaniseur, pour ce la on a décidé d'effectuer une étude sur la possibilité d'installation d'une colonne dépropaniseur.

Cette section a été proposée au niveau de l'unité GPL. Elle est composée d'une colonne à plateau, d'un rebouilleur, d'un condenseur, d'un ballon de reflux et d'une pompe.

La nouvelle unité permet de produire 158,443 kmol/h du propane et 86,4 kmol/h du butane en gardant les spécifications commerciales de ces produits.

#### IV.8. conclusion

Le propane est un produit très important parce que leur domaine d'utilisation est très large, par exemple dans le domaine pétrolier, il est utilisé comme agent réfrigèrent de plusieurs équipement d'usine, plus de sa le pourcentage importante du produit dans le GPL fractionne dans le champ de Oued Noumer, ce raison qui tirer notre attention de faire une simulation de conception du colonne du dépropaniseur.

Nous avons faire cette simulation par deux (2) méthode:

**1-méthode manuel:** dans ce méthode, on fait le calcul par un groupe d'équations, chaque équation adapte un cas de calcul par exe : dans le système idéal le coefficient de partage est calculé en fonction du température, loi de Dalton et de Raoult qui concerne au mélange vapeur-liquide, les lois du Levier et Gilliland, Glitsh...ect. les résultats issue de ce calcul donne le grand possibilité de faire ce projet au site du Oued Noumer.

**2-simulation par HYSYS:** a partir des données très simple, nous pouvons obtenir beaucoup de résultats, du diamètre du colonne, la température et la pression dans les différents sections du colonne, l'enthalpie du condenseur et de rebouilleur, l'hauteur du colonne...ect mais ce logiciel donne directement les résultats c-a dire n'apparaite pas les bilans qu'il l'utilise pour calculé ces résultats.

Les premiers résultats(méthode manuel) etre très approche du résultats par la simulation du logiciel (HYSYS), ce qui nous donne une idée sur les bilan et les équation qui est utilisé par logiciel, a partir de ce raison la conception par le logiciel du HYSYS va etre très court et efficace pour quelquonque calcul ou dimentionnement.



Conclusion générale

#### IV.8. conclusion

Le propane est un produit très important parce que leur domaine d'utilisation est très large, par exemple dans le domaine pétrolier, il est utilisé comme agent réfrigérant de plusieurs équipements d'usine, plus de sa le pourcentage importante du produit dans le GPL fractionne dans le champ de Oued Noumer, ce fait qui tire notre attention de faire une simulation de conception du colonne du dépropaniseur.

Nous avons faire cette simulation par deux (2) méthode:

**1-méthode manuel:** dans ce méthode, on fait le calcul par un groupe d'équations, chaque équation adapte un cas de calcul par exe : dans le système idéal le coefficient de partage est calculé en fonction du température, loi de Dalton et de Raoult qui concerne au mélange vapeur-liquide, les lois du Levier et Gilliland, Glitsch...ect. les résultats issue de ce calcul donne le grand possibilité de faire ce projet au site du Oued Noumer.

**2-simulation par HYSYS:** a partir des données très simple, nous pouvons obtenir beaucoup de résultats, du diamètre du colonne, la température et la pression dans les différents sections du colonne, l'enthalpie du condenseur et de rebouilleur, l'hauteur du colonne...ect mais ce logiciel donne directement les résultats c-a dire n'apparaite pas les bilans qu'il l'utilise pour calculé ces résultats.

Les premiers résultats(méthode manuel) etre très approche du résultats par la simulation du logiciel (HYSYS), ce qui nous donne une idée sur les bilan et les équation qui est utilisé par logiciel, a partir de ce raison la conception par le logiciel du HYSYS va etre très court et efficace pour quelquonque calcul ou dimensionnement.

A decorative scroll-like frame with a black outline. The frame has a vertical bar on the left side that looks like a scroll's edge, and a small circular flourish at the top right corner. The word "Bibliographie" is centered within the frame in a black serif font.

# Bibliographie

# BIBLIOGRAPHIE

[1]: le site : [www. Science du planète.fr](http://www.Science du planète.fr)

[2]:fiche technique de champ de Oued Noumeur

[3]:revue information SONATRACH(2004)

[4]:laboratoire de Oued Noumeur

[5]: Daha Zohra memoire de fin d`etudes (2002/2003)

[6]: J-p.Moulin. Operation compartiment, ideals. D.Pareau, M. Rakib et M. Stambouli. J 1072/J1 technique ingenieur.

[7]: P. Wuithier. Le petrole raffinage et genie chimique. Edition technip 2<sup>eme</sup> 1997, 27 GINOUX 75737 PARIS CEDEX.





# Annexes

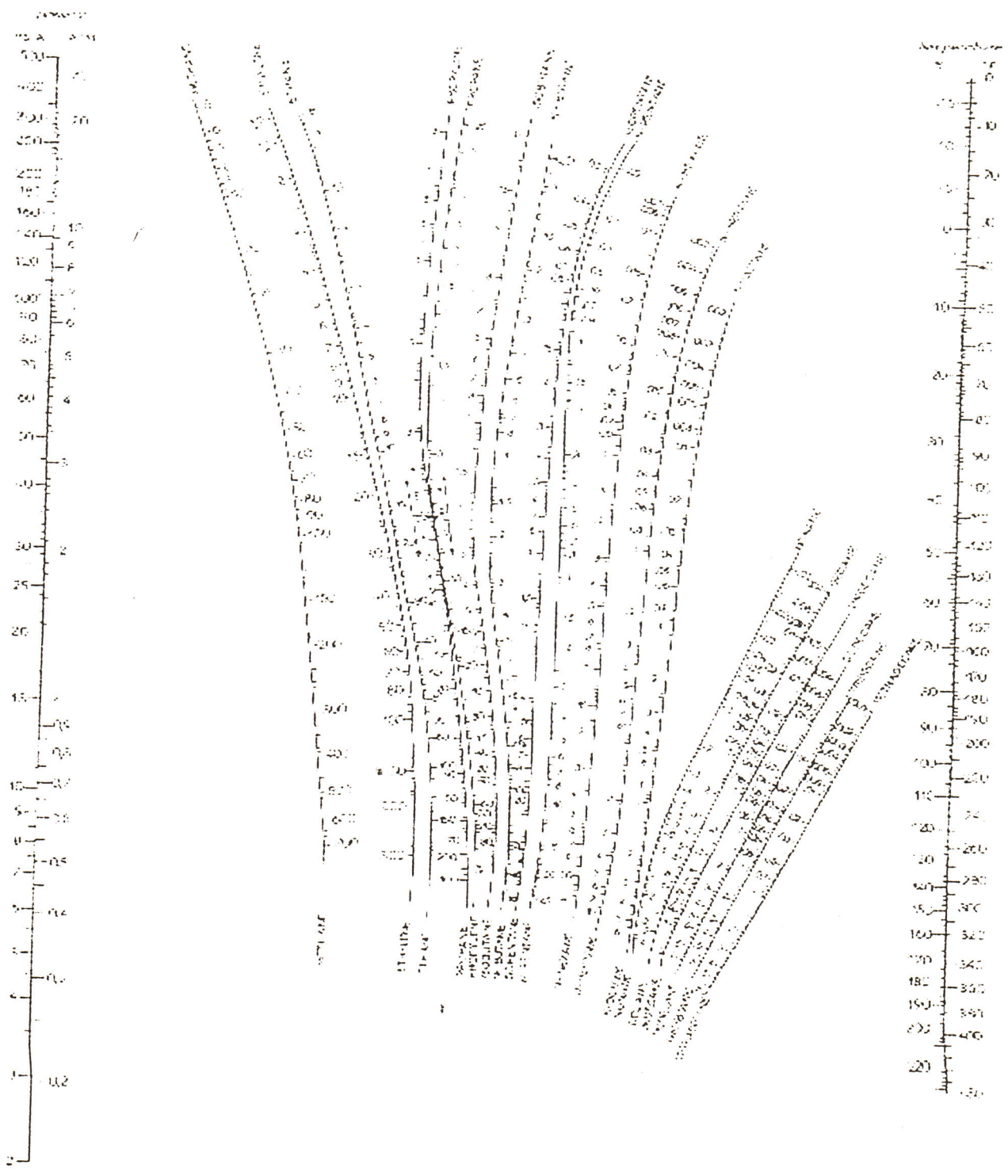


Figure A.1. Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures  
(JENNY et SCHEIBEL)

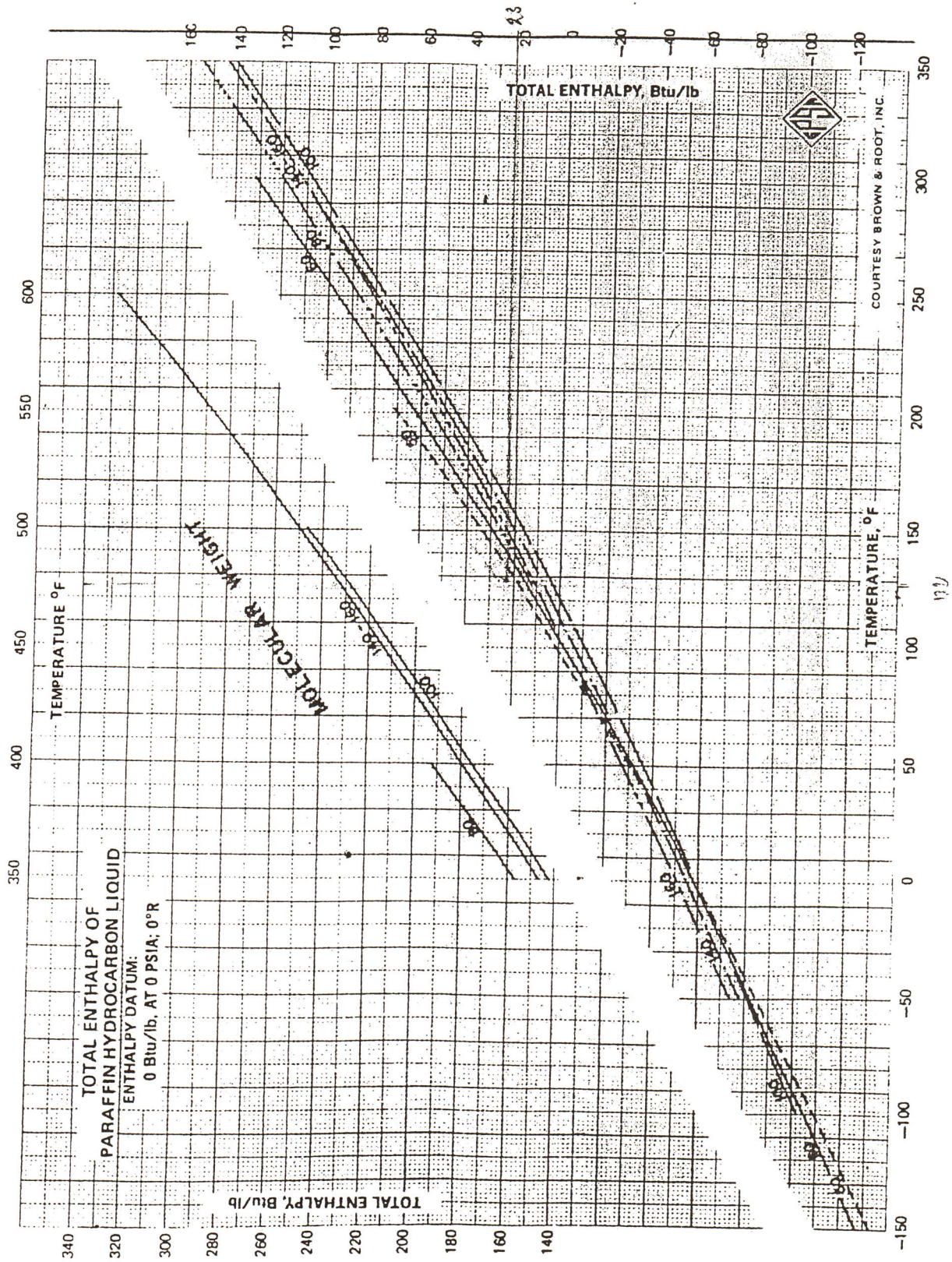


Figure A.2. Enthalpie des hydrocarbures en phase liquide.

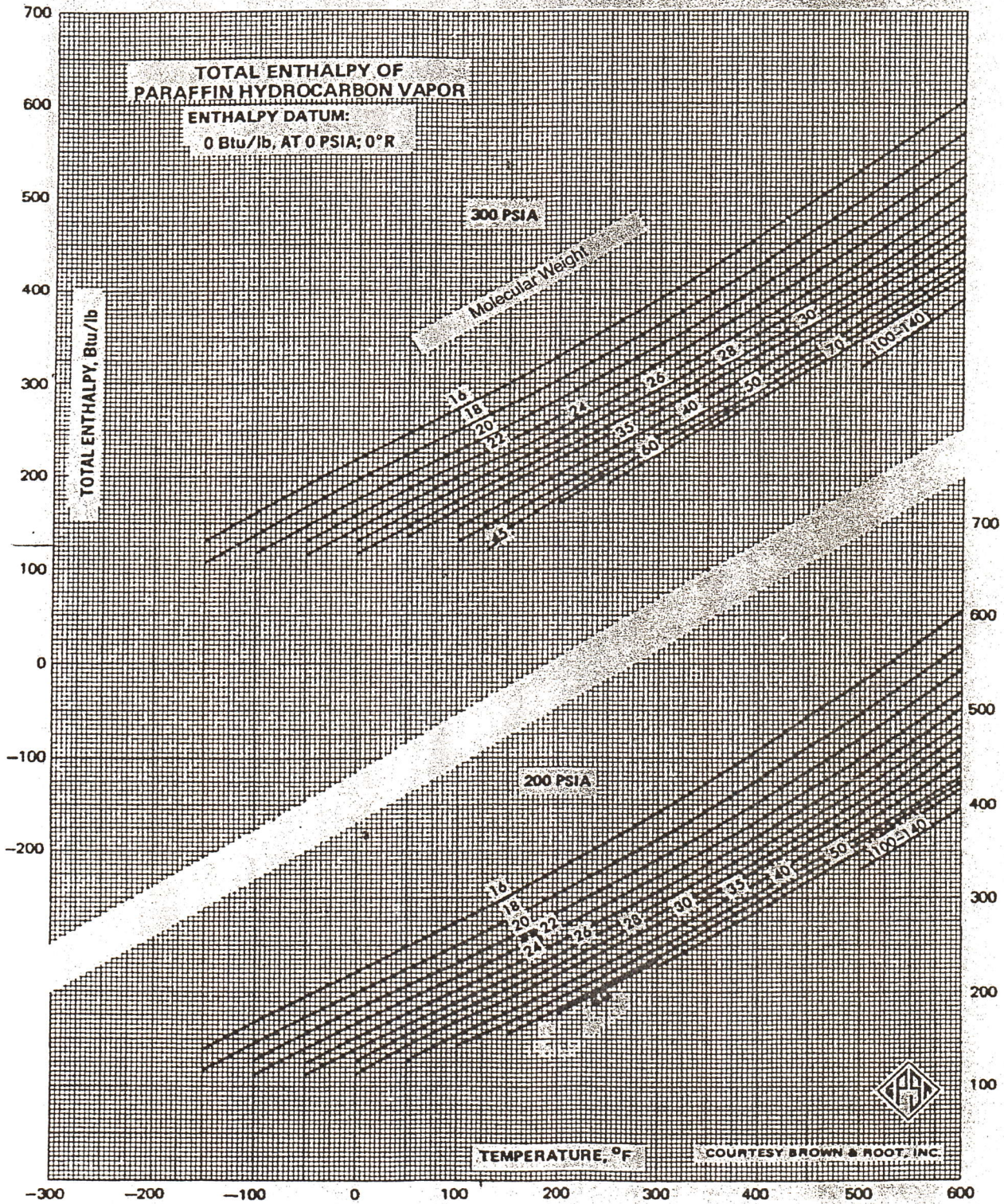


Figure A.3. Enthalpie des hydrocarbures en phase vapeur.

facteur de compressibilité

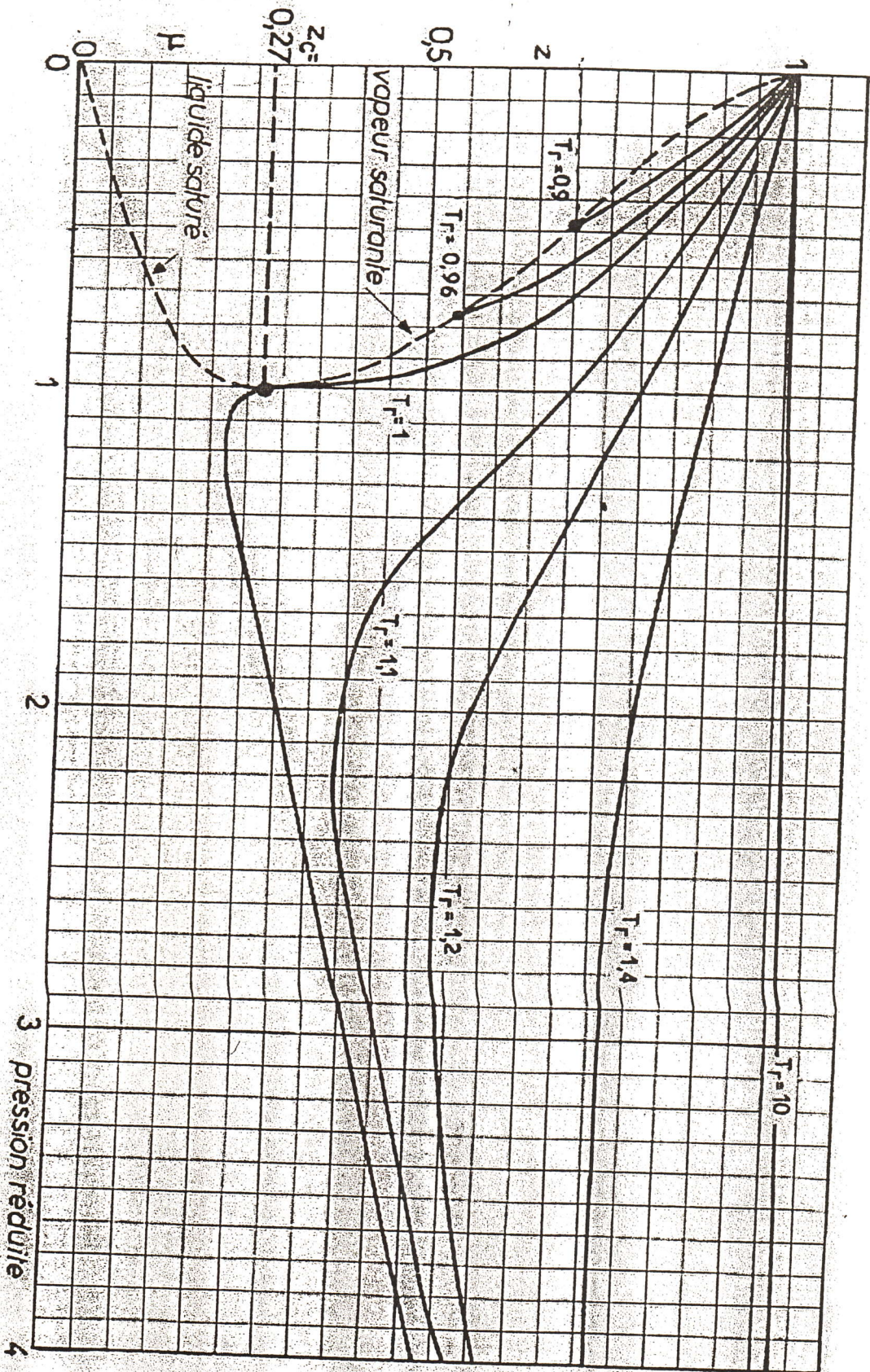


Figure A.4. Facteur de compressibilité généralisé.

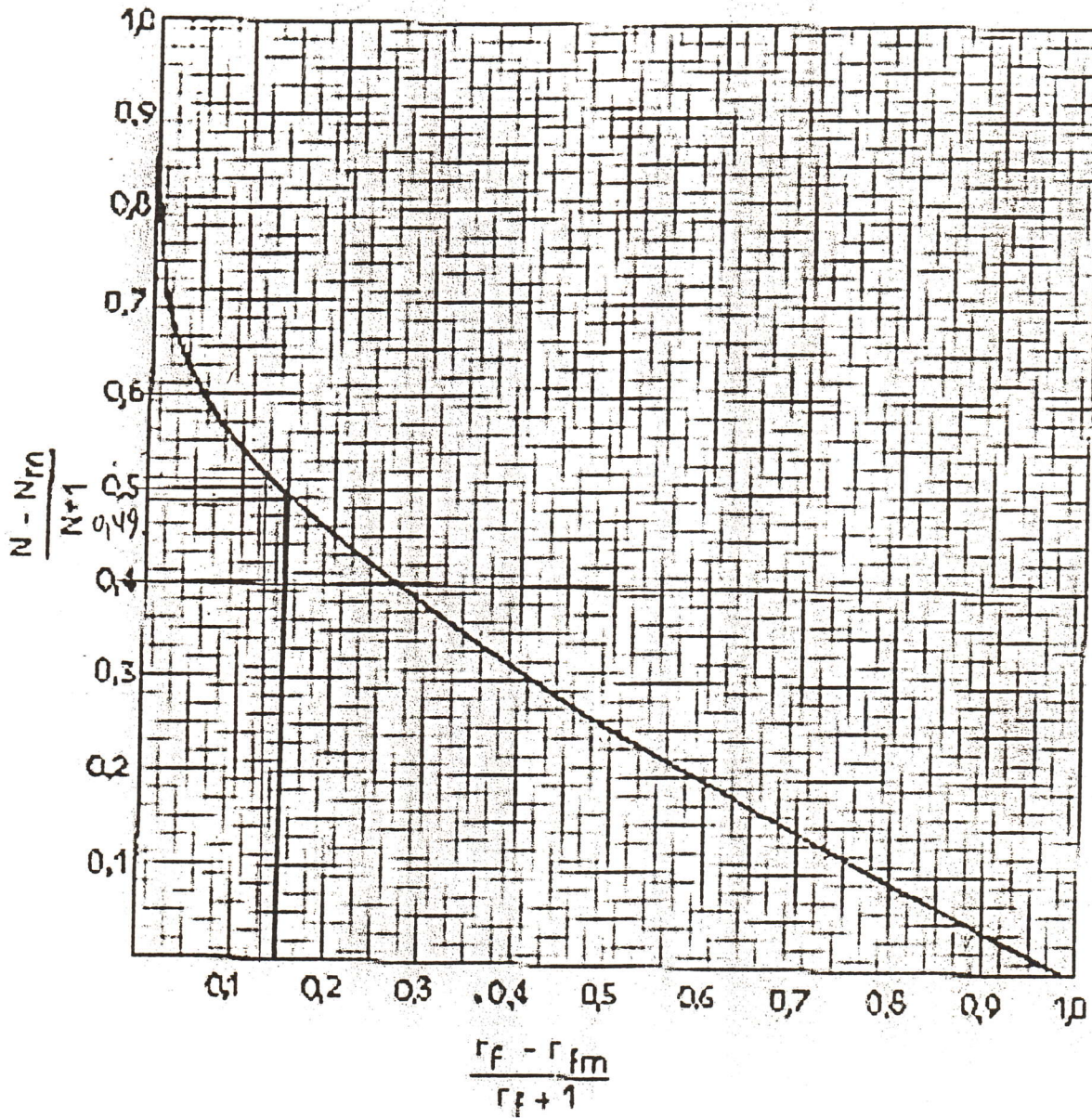


Figure A.5. Nombre d'étages théoriques  $N$  en fonction du taux de reflux dans la distillation des mélanges complexes (Nomogramme de GILLILAND).

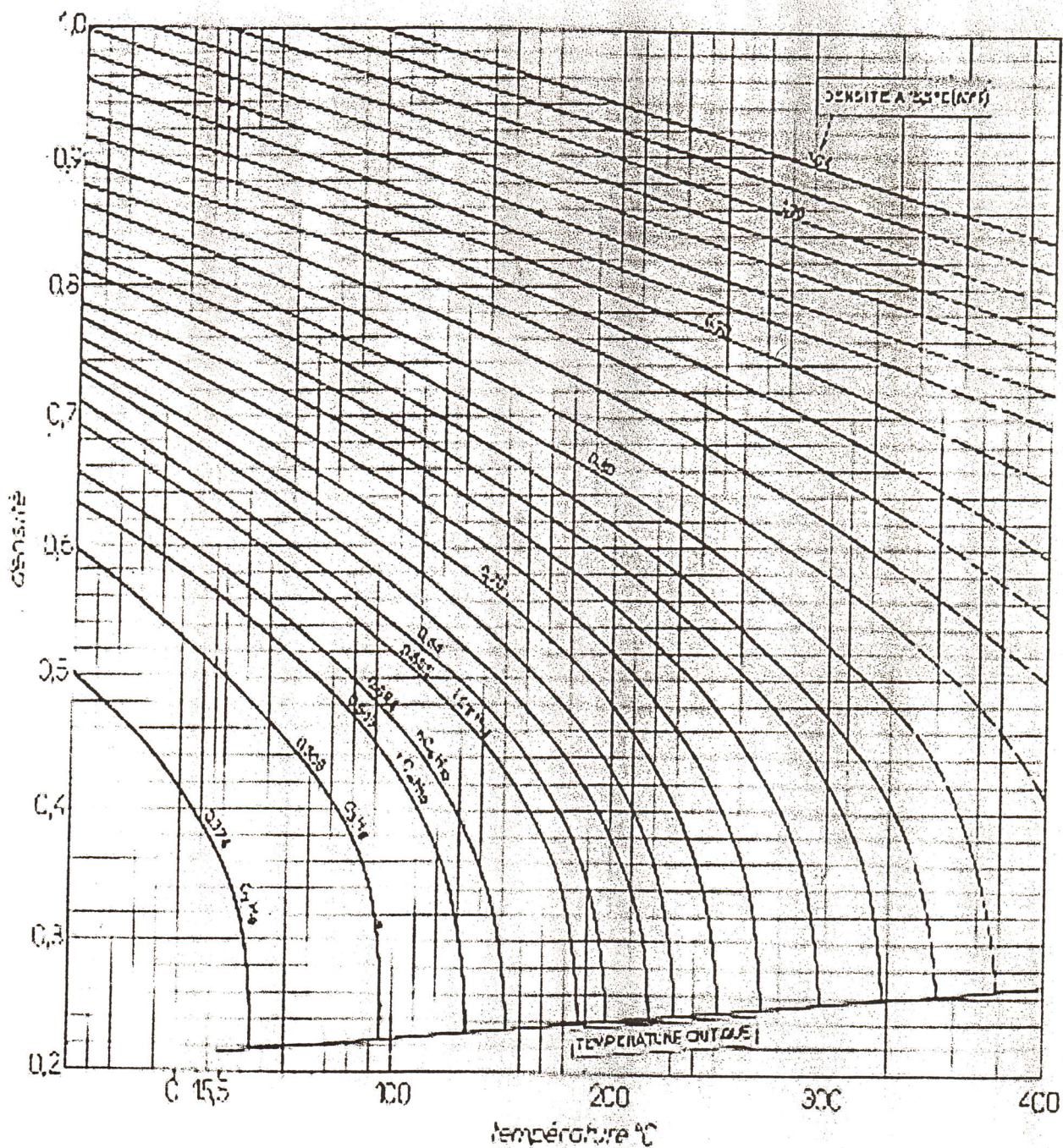


Figure A.6. Variation de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide, en fonction de la température.

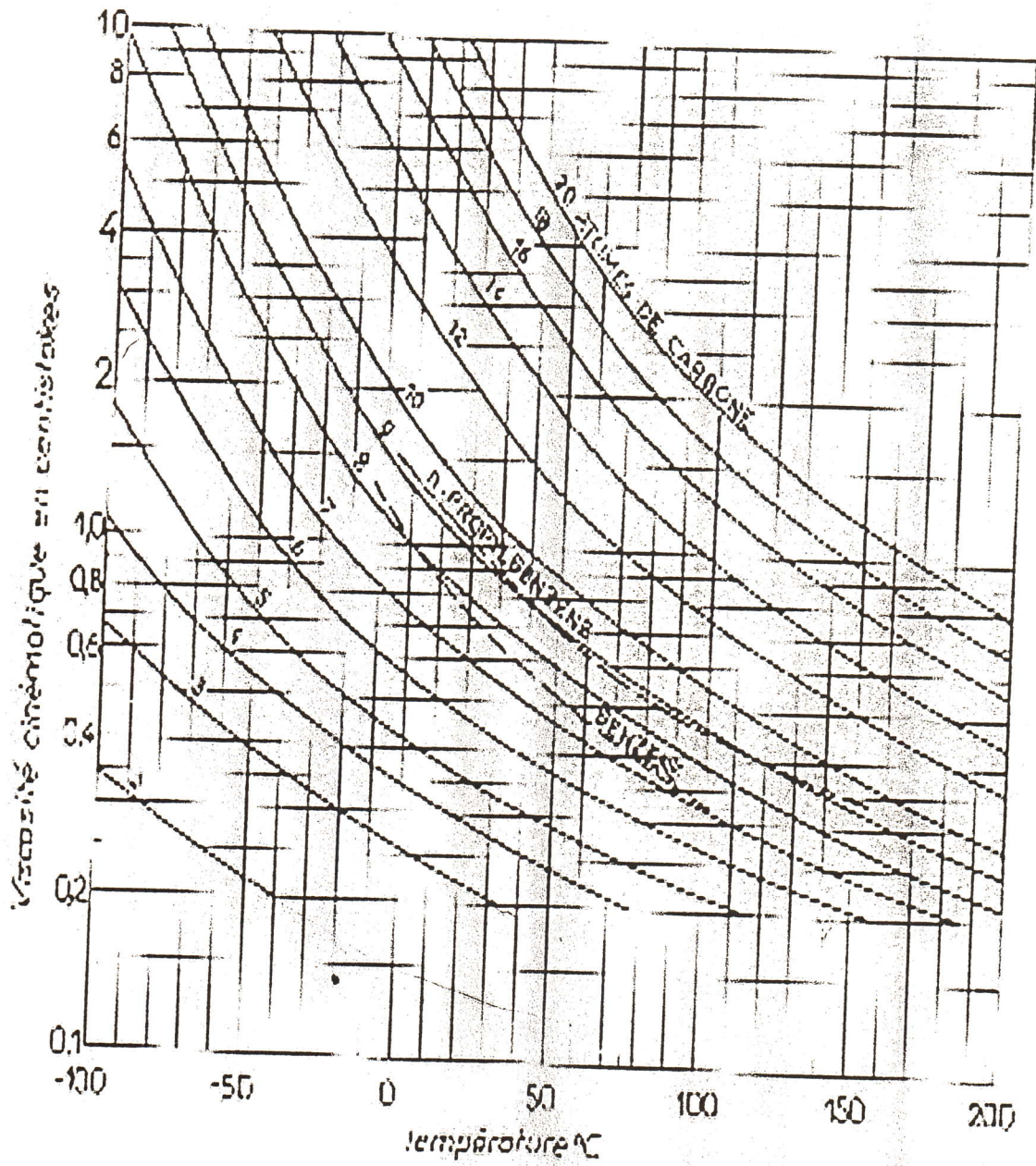


Figure A.7. Viscosité cinématique des hydrocarbures liquides.



## خلاصة:

يستعمل البروبان في مجالات الصناعة المختلفة، خصوصا كعامل تبريد في المجال البترولي، في المجال البتروكيمياوي كمادة أولية والمجال الصيدلاني كعامل تبريد و تمديد.

خلال عملنا التطبيقي في الحقل الصناعي (واد نومر)، يستعمل البروبان كعامل تبريد داخل حلقة التبريد، التي تحتاج كمية كبيرة من هذا التبريد، خلال هذا العمل درسنا إمكانية إنشاء وحدة تصفية داخل مجمع (واد نومر)، هذه الوحدة تحتوي على عمود تقطير و لواحقه. حساب الأبعاد وشروط العمل الخاصة بهذه الوحدة ممثل في هذه المذكرة.

Le propane est utilisé dans différents secteurs industriels notamment comme réfrigérant dans le domaine pétrolier, dans la pétrochimie comme matière première et dans le domaine pharmaceutique comme agent de réfrigération et de dilution.

Au sein du champ industriel Oued Noumer le propane est utilisé comme agent réfrigérant dans la boucle frigorifique, qui nécessite une quantité de ce réfrigération.

Dans ce travail, on a étudié la conception d'une nouvelle unité dans le site industriel de Oued Noumer. Cette unité comporte une colonne de distillation et leurs équipements annexes. Le calcul de dimensionnement et les conditions de marche de la nouvelle unité sont présentée.